



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد ابن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M/GM/2020

MEMOIRE DE PROJET DE FIN CYCLE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie Mécanique

Spécialité : Energétique

Thème

**Etude des performances du procédé de liquéfaction du gaz
naturel APCI (C3/MR)**

Présenté par :

- M. ABBAS Amir
- Mlle. BENABDELOUED Nassima

Soutenu le 25 juin 2020 devant le jury composé de :

Président	Dr. KHALDI Abdelaziz	UMAB – Mostaganem
Examineur	Dr. FLITTI Abdelmadjid	UMAB – Mostaganem
Encadreur	Pr. RETIEL Noureddine	UMAB – Mostaganem
Co-encadreur	Dr. DAOUD Sid Ahmed	Institut Algérien du Pétrole d'Arzew

ANNÉE UNIVERSITAIRE : 2019 /2020

Remerciements

En premier lieu nous remercions notre DIEU le tout puissant qui nous a donné la force pour l'élaboration de ce travail.

Nous adressons nos remerciements à notre encadreur Monsieur RETIEL Noureddine pour son aide précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce mémoire.

Notre profonde gratitude s'adresse également à monsieur DAOUD Sid 'Ahmed, docteur à l'Institut Algérien du Pétrole d'Arzew et Co-encadreur de ce mémoire, Il a su nous faire partager son enthousiasme et son savoir scientifique, et pour l'attention et la patience avec laquelle il nous a constamment dirigé. Son soutien et conseils nous ont permis de mener à bien ce travail.

Nos profonds remerciements vont aussi aux membres du jury monsieur KHALDI Abdelaziz et monsieur FLITTI Abdelmadjid pour avoir accepté d'examiner notre travail.

Nous tenons aussi à remercier tous les enseignants du département Génie Mécanique pour leurs encadrements tout le long de notre formation.

Nous tenons aussi à exprimer notre gratitude infinie à nos parents, nos frères et nos sœurs pour leurs soutiens et leurs encouragements

Durant toute au long de notre carrière d'étude.

Résumé

Cette étude a pour objectif l'analyse des performances du procédé APCI (C3/MR). Pour atteindre ces objectifs, cette étude a été structurée en deux parties, dont la première consiste à évaluer par des bilans énergétiques, les paramètres de fonctionnement des boucles MR et C3. Dans la deuxième partie, une étude est menée par simulation sur le logiciel ASPEN HYSYS sur les performances de la boucle propane multi-étage de réfrigération, où l'effet du nombre d'étage et du choix des pressions intermédiaires sur ces performances a été mis en évidence en variant le nombre d'étage de réfrigération de un (01) à six (06) étages.

Mots clés : *Procédé APCI (C3/MR), nombre d'étage de réfrigération, pressions intermédiaires, débits, puissance de compression, COP et rendement.*

Abstract

This study aims to analyze the performance of the APCI process (C3 / MR). To achieve these objectives, this study was structured in two parts. The first part consists in evaluating by energy balances, the operating parameters of the MR and C3 loops. In the second part, an investigation was conducted on the performance of the multi-stage propane refrigeration loop using simulation on the ASPEN HYSYS software, where the effect of the number of refrigeration stages and the choice of intermediate pressures on these performances has been put in evidence by varying the number of refrigeration stages from one (01) to six (06) stages.

Keywords: *APCI process (C3 / MR), number of refrigeration stages, intermediate pressures, flow rates, compression power, COP and efficiency.*

ملخص

الهدف من هذه الدراسة هو تحليل فعالية عملية تميع الغاز الطبيعي على طريقة (APCI (C3 / MR). لتحقيق هذه الأهداف ، تم تنظيم هذه الدراسة في جزأين ، حيث يتكون الجزء الأول من تقييم ، من خلال موازين الطاقة، إعدادات التشغيل للحلقات MR و C3. في الجزء الثاني ، تم إجراء دراسة على أداء حلقة التبريد بالبروبان متعدد المراحل عن طريق المحاكاة على برنامج ASPEN HYSYS ، حيث تم تسليط الضوء على تأثير عدد المراحل التبريد واختيار الضغوط الوسيطة على فعالية حلقة البروبان من خلال تغيير عدد مراحل التبريد من مرحلة واحدة (01) إلى ست (06) مراحل.

كلمات البحث: طريقة (APCI (C3 / MR ، عدد مراحل التبريد ، الضغوط الوسيطة ، التدفق ، قوة الضغط ، COP و المردود.

Sommaire

Liste des tableaux.....	VI
Liste des figures	VII
Nomenclature.....	IX
Introduction.....	1
But et plan d'étude.....	2
Chapitre I. Les procédés de liquéfaction du gaz naturel	3
I.1- Propriétés physico-chimiques du GNL	3
I.2- Pourquoi a-t-on recours au GNL ?.....	4
I.3- La Chaîne GNL.....	4
I.3.1- L'usine de liquéfaction	5
I.3.2- Transport du GNL par méthanier	7
I.3.3- Terminal de regazéification du GNL	7
I.4- Les Procédés de liquéfaction du gaz naturel (GNL).....	8
I.4.1- Cycle à cascade classique (ConocoPhillips)	10
I.4.2- Cycle à réfrigérant mixte (MCR) de Pritchard	10
I.4.3- Cycle à réfrigérant mixte (MCR) de TEAL	11
I.4.4- Cycle à cascade incorporée	12
I.4.5- Cycle APCI (C3/MCR)	12
I.4.6- Procédé APX (Air Product).....	14
I.4.7- Procédé DMR Shell (Dual Mixed Refrigerant)	14
I.4.8- Procédé DMR Liquefin (Axens)	15
Chapitre II. Description du procédé APCI (C3/MR) du complexe GL3/Z.....	17
II.1- Présentation du complexe GL3/Z [09].....	17
II.2- Description de l'unité de liquéfaction et réfrigération (unité 15/16) [10].....	19
II.2.1- Circuit du Gaz Naturel	21
II.2.2- Circuit de Réfrigération au Propane.....	23
Chapitre III. Etude des performances du procédé APCI (C3/MR)	28
III.1- Bilan énergétique et méthode d'évaluation des performances du procédé APCI (C3/MR).....	28
III.1.1- Bilan et performance de la boucle MR.....	30
III.1.1.a- Calcul du débit MR nécessaire à la liquéfaction du gaz naturel.....	32
III.1.1.b- Calcul de la puissance des compresseurs.....	35
III.1.1.C- Calcul de la puissance frigorifique développée par la boucle MR	36

Sommaire

III.1.1.d- Calcul du coefficient de performance (COP) de la boucle MR.....	37
III.1.1.e- Calcul du rendement de la boucle MR.....	38
III.1.2- Bilan et performance de la boucle propane.....	39
III.1.2.a- Représentation du cycle propane sur le diagramme de Mollier.....	40
III.1.2.b- Calcul du débit de propane nécessaire à ce cycle.....	42
III.1.2.C- La puissance frigorifique de ce cycle.....	42
III.1.2.d- La puissance de compression requise pour ce cycle.....	42
III.1.2.e- Calcul du COP.....	42
III.1.2.f- Calcul du COP de Carnot pour ce cycle.....	42
III.1.2.e- Rendement de ce cycle.....	42
III.2- Simulation et Etude des performances de la boucle propane.....	43
III.2.1- Etude de l'effet du nombre d'étage sur les performances de la boucle propane.....	45
III.2.1.a- Résultats obtenus des simulations.....	46
III.2.1.b- Interprétation des résultats des simulations.....	47
III.2.2- Etude de l'effet du choix des pressions inter-étage sur les performances de la boucle propane...	52
III.2.2.a- Résultats obtenus des simulations :.....	53
III.2.2.b- Interprétation des résultats des simulations.....	54
Conclusion.....	57
Références.....	58

Liste des tableaux

Tableau III.1	: Paramètres de marche du circuit GN dans la section liquéfaction par MR (complexe GL3Z).....	Page 27
Tableau III.2	: Paramètres de marche de la boucle MR (complexe GL3Z)	Page 28
Tableau III.3	: Comparaison débit design du MR GL3Z et débit MR calculé	Page 32
Tableau III.4	: Paramètres de marche de la boucle propane	Page 38
Tableau III.5	: Paramètres du circuit MR et GN considérés dans l'étude de la boucle propane	Page 41
Tableau III.6	: Paramètres fixes de la boucle propane	Page 41
Tableau III.7	: Pressions inter-étage considérées pour l'étude de l'effet du nombre d'étage.....	Page 43
Tableau III.8	: Niveaux de température en fonction du nombre d'étage.....	Page 43
Tableau III.9	: Performances de la boucle propane en fonction du nombre d'étage.....	Page 43
Tableau III.10	: Pressions inter-étage considérées pour le cycle à quatre (04) étages.....	Page 49
Tableau III.11	: Niveaux de température pour chaque cas.....	Page 50
Tableau III.12	: Performances de la boucle propane pour différentes pressions inter-étages.....	Page 50

Liste des figures

Fig. I.1 - Comparaison des coûts de transport par canalisation et par chaîne GNL	4
Fig. I.2 - Complexe de liquéfaction du gaz naturel « SONATRACH - GL1Z ».....	5
Fig. I.3 - Purification typique pour liquéfaction de gaz naturel	6
Fig. I.4 - Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel	8
Fig. I.5 - Echangeurs cryogénique à plaques	9
Fig. I.6 - Echangeurs cryogénique bobiné.....	9
Fig. I.7 - Schéma de principe du procédé GNL à cascade	10
Fig. I.8 - Schéma de principe du procédé GNL de Pritchard	10
Fig. I.9 - Schéma de principe du procédé GNL de TEAL	11
Fig. I.10 - Schéma de principe du procédé GNL à cascade incorporée.....	11
Fig. I.11 - Schéma du procédé APCI (C3/MR).....	12
Fig. I.12 - Schéma de fonctionnement du procédé APX	13
Fig. I.13 - Schéma de fonctionnement du procédé DMR de Shell	13
Fig. I.14 - Schéma de fonctionnement du procédé DMR de Liquefin	14
Fig. II.1 - Emplacement de l'Usine GNL/3Z	15
Fig. II.2 - Vue 3D d'Ensemble du complexe GL3/Z	16
Fig. II.3 - Circuit de pré-refroidissement au propane et liquéfaction au MR du gaz	19
Fig. II.4 - Circuit de pré-refroidissement au propane	21
Fig. II.5 - Train de compression du MR	22
Fig. II.6 - Circuit du réfrigérant mixte (MR).....	23
Fig. III.1 - Schéma du procédé APCI (C3/MR).....	26
Fig. III.2 - Schéma de la boucle MR	27
Fig. III.3 - Bilan énergétique de l'échangeur MCHE-2.....	29
Fig. III.4 - Bilan énergétique de l'échangeur MCHE-1.....	30
Fig. III.5 - Bilan ballon HP du MR	31
Fig. III.6 - Puissance frigorifique au niveau des échangeurs MCHE-1 &2.....	33
Fig. III.7 - Schéma descriptif de la boucle propane à un étage de réfrigération	36
Fig. III.8 - Représentation du cycle propane à un étage de réfrigération sur le diagramme de Mollier	38
Fig. III.9 - Bilan échangeur C3/MR&GN	39
Fig. III.10- Exemple d'une boucle propane à quatre étages (complexe GL2Z).....	40
Fig. III.11 - Modelé HYSYS utilisé pour la simulation de la boucle propane à quatre étages	41
Fig. III.12 – Evolution du débit du propane en fonction du nombre d'étage de réfrigération	44
Fig. III.13 – Représentation de la phase détente sur le diagramme de Mollier (P-H) des cycles à 04 étages et mono-étage de réfrigération.....	45

Liste des figures

Fig. III.14 - Evolution de la puissance de compression en fonction des nombres d'étages de réfrigération	46
Fig. III.15 - Travail de compression dans le cas d'une boucle propane mono-étage et à 03 étages	47
Fig.III.16 - Variation de coefficient de performance et du rendement en fonction du nombres d'étages	48
Fig.III.17 - Variailon du débit du propane en fonction du choix des pressions inter-étages.....	51
Fig.III.18 - Variation de la puissance de compression en fonction du choix des pressions inter-étages.....	52
Fig.III.19 - Variation du coefficient de performance et rendement en fonction du choix des pressions inter-étages.....	53

Nomenclature

Symboles	Désignation	Unité
APCI	introduit par Air Products and Chemicals, Inc	
BP	Basse Pression	bar
C3	propane	
Co₂	Dioxyde de carbone	
COP	Coefficient de performance	
DMR	(Dual Mixed Refrigerant)	
FG	Fuel Gaz (gaz combustible)	
GN	Gaz Naturel	
GNL	Gaz Naturel Liquéfié	
GPL	Gaz de pétrole liquéfié	
<i>h</i>	Enthalpie	KJ/Kg
HHP	Haute haute pression	bar
HP	Haute pression	bar
J-T	Joule-Thomson	
<i>m</i>	Débit massique	Kg/hr
MCHE	Main Cryogenic Heat Exchanger (échangeur principal)	
MR	Multi composant réfrigérant	
MP	Moyenne Pression	bar
MR	Réfrigérant Mixte	
Pr	Propane	
<i>Q_f</i>	puissance frigorifique	KJ/hr
T	température	°C
W	Puissance de compression	KW
<i>x</i>	Fraction de vapeur	
τ	Taux de compression	
η	Rendement.	

Introduction

De nos jours, plus de 85% de la consommation mondiale d'énergie primaire est fournie par les combustibles fossiles, où le gaz naturel ne représente que 24% [1]. La plus grande partie du gaz naturel est transportée de puits vers les consommateurs finaux par gazoducs. Cependant, lorsque la distance est suffisamment longue entre les marchés et les sources de GN, la liquéfaction du gaz naturel pour le transport a été largement mise en œuvre comme solution pratique.

Le monde des procédés de GNL est dominé par le procédé de liquéfaction au réfrigération mixte pré-refroidi au propane (C3 / MR), introduit par Air Products and Chemicals, Inc [2]. au début des années 70. Près de 95% de la capacité de production de GNL est basée sur ce processus sous diverses formes, utilisant des turbines à vapeur et des turbines à gaz comme moteurs de compresseur et de refroidissement par eau et air pour le rejet de chaleur. Au fil des ans, APCI a pu agrandir son échangeur de chaleur cryogénique à bobinage principal et adopter le procédé C3 / MR pour un large éventail de conditions.

Par ailleurs, parmi les problèmes traités dans le procédé APCI pour la liquéfaction du gaz naturel sont la réduction des dépenses énergétiques ainsi que le coût de processus. Cependant, l'efficacité des compresseurs frigorifiques, la température ambiante locale, la composition, la température et la pression du gaz d'alimentation sont quelques-uns des facteurs qui peuvent influencer la consommation d'énergie du procédé. Ainsi, les travaux antérieurs liés à la sélection de la technologie GNL utilisent l'efficacité thermique et la consommation d'énergie (kWh / kg de GNL) sont devenus une référence commune pour différentes conditions de procédé.

But et plan d'étude

L'objectif recherché à travers cette étude est d'analyser les performances du procédé APCI. Ces performances sur les quels est centrée cette étude sont le débit propane nécessaire, la puissance de compression requise, le coefficient de performance COP et rendement du cycle.

Pour mener à bien notre étude, nous avons structuré notre mémoire comme suit :

- Nous présentons dans le 1er et 2eme chapitre respectivement une brève description des procédés de liquéfaction utilisés dans le monde et du complexe GNL3/Z détenue par SONATRACH dans la zone industrielle d'Arzew.
- Dans le 3éme chapitre, nous évaluons par des bilans énergétiques, les paramètres de fonctionnement des boucles MR et propane et nous discutons les performances du procédé APCI. Aussi, nous menons une étude sur les performances de la boucle propane multi-étage de réfrigération par simulation sur le logiciel ASPEN HYSYS.
- Enfin, nous concluons notre travail en présentant un résumé des principaux résultats de cette étude en comparaison avec les procédés réels existants.

Chapitre I. Les procédés de liquéfaction du gaz naturel

Introduction :

Le GNL, ou gaz naturel liquéfié, est le même gaz naturel que celui que nous utilisons dans nos maisons pour le chauffage. Sauf qu'avant d'être envoyé dans les réseaux de distribution du pays, il est transporté et stocké sous forme liquide plutôt que sous forme de gaz.

Cet état liquide est atteint lorsque le gaz est refroidi à une température d'environ -160°C à pression atmosphérique. Cela lui permet d'occuper 600 fois moins de volume qu'avant refroidissement pour un même pouvoir calorifique.

La première chaîne commerciale de GNL a démarré en 1964 avec la mise en service de la première usine de liquéfaction, la CAMEL, à Arzew en Algérie, et ce pour alimenter le terminal de CANVEY ISLAND en Grande Bretagne.

I.1- Propriétés physico-chimiques du GNL

- Le GNL est principalement constitué de méthane (de 87% à 99% en moles) ;
- Le point d'ébullition du GNL varie avec sa composition, généralement -162°C à la pression atmosphérique ;
- Sous l'état liquide, il occupe environ 1/600ème de volume à l'état gaz tout en gardant son pouvoir calorifique ;
- Le GNL est incolore (ressemble à de l'eau), inodore, non corrosif et non toxique ;
- La masse volumique du GNL est entre 430 kg/m^3 et 470 kg/m^3 , soit à moitié moins dense que l'eau ;
- Le GNL est non-inflammable à l'état liquide.

I.2- Pourquoi a-t-on recours au GNL ?

Le choix de la réalisation d'une chaîne de GNL s'est imposé quand la réalisation de gazoducs devenait trop coûteuse en raison de la distance ou des conditions techniques trop difficiles.

L'option GNL devient concurrentielle par rapport au gazoduc pour le transport à longue distance, en particulier ceux traversant des mers profondes. Le GNL peut être compétitif lorsque le pipeline en mer fait plus de 1000 km et les pipelines terrestres 4000 km.

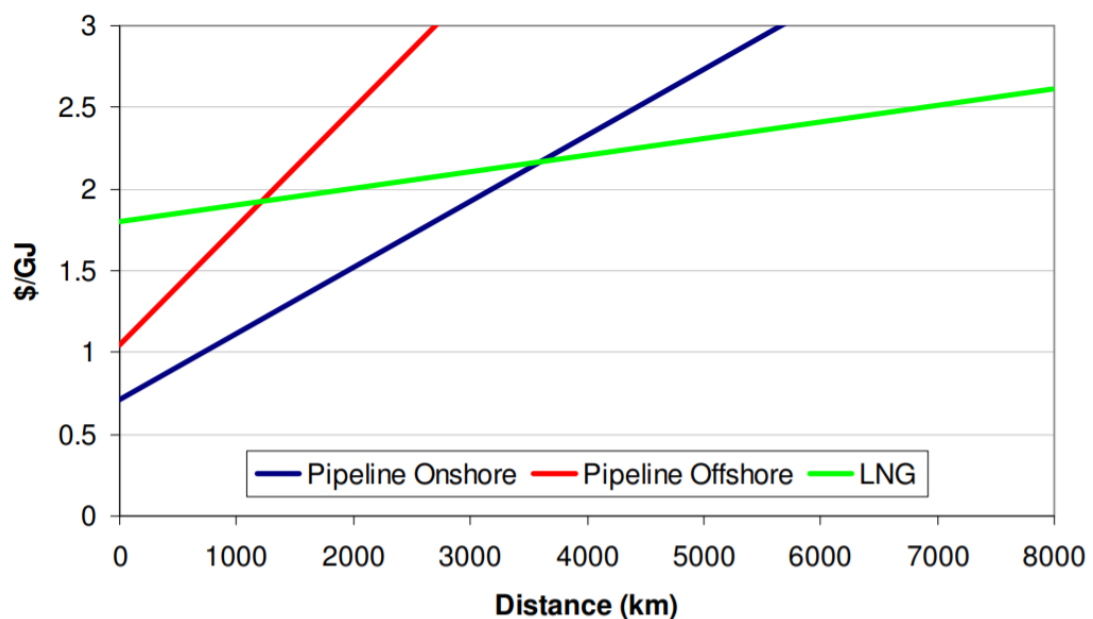


Fig. I.1- Comparaison des coûts de transport par canalisation et par chaîne GNL [3].

I.3- La Chaîne GNL

Trois (03) maillons composent la chaîne du GNL.

- Usine de liquéfaction ;
- Navire méthanier ;
- Terminal de regazéification.

I.3.1- L'usine de liquéfaction

Une fois stabilisé sur le champ de production, le gaz naturel est acheminé par gazoduc vers une unité de liquéfaction. Ce type d'unités dispose d'une façade maritime et d'installations portuaires.



Fig. I.2- Complexe de liquéfaction du gaz naturel « SONATRACH – GL3/Z » [3].

Le gaz naturel, à sa sortie du gisement, est un mélange d'hydrocarbures dont la teneur en méthane est supérieure à 80%. Il contient également des hydrocarbures lourds tels que l'éthane, propane, Butane, pentane mais quelques constituants non-hydrocarbures tels qu' H_e , N_2 , CO_2 , Hg et H_2O , ainsi que des impuretés sous forme de poussières.

Dans l'unité de liquéfaction, le gaz naturel passe par plusieurs sections avant sa liquéfaction et qui sont :

- Section traitement ;
- Section séparation (fractionnement) ;
- Section liquéfaction.

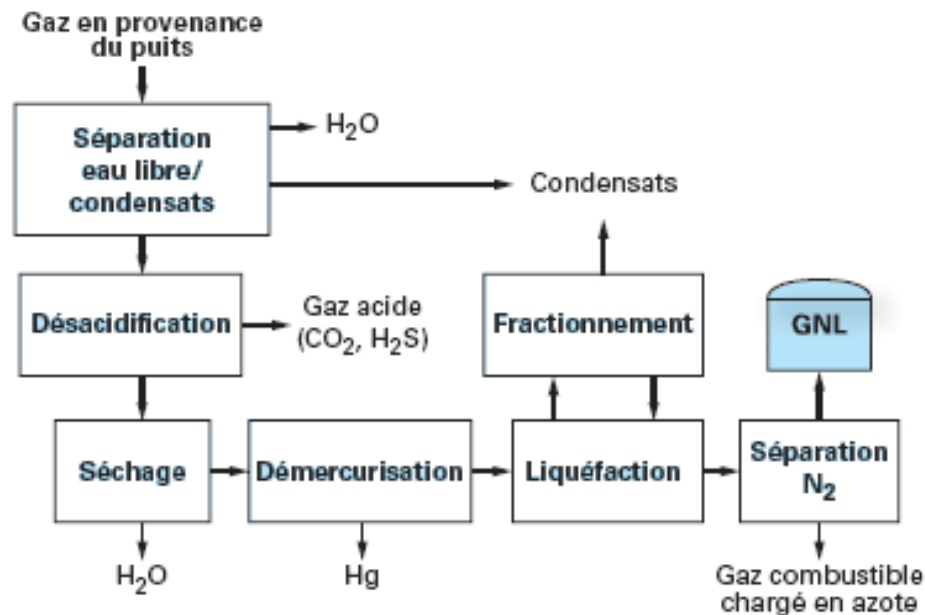


Fig. I.3- Purification typique pour liquéfaction de gaz naturel [4].

La **section de traitement** a pour objectif :

- Eliminer le dioxyde de carbone (CO_2) du gaz naturel qui peut endommager les unités de liquéfaction en s'y solidifiant dans les sections basse température ;
- Eliminer l'eau (déshydratation) pour éviter la formation d'hydrates et le gel dans les échangeurs cryogéniques ;
- Eliminer toute trace de mercure (Hg), élément toxique qui peut corroder les alliages en aluminium utilisés dans les échangeurs.

La **section de séparation**, appelée fractionnement, est constituée d'une série de colonnes de distillation et a pour objectif :

- Séparer les hydrocarbures lourds du gaz léger ;

- Fractionner les hydrocarbures lourds en produit pure : l'éthane, propane, butane et Gazoline ;
- Quant au gaz léger, il devra répondre à certaines spécifications avant d'être envoyé vers la section de liquéfaction. Ces spécifications délimitent les teneurs en gaz acides, en eau et en hydrocarbures lourds.

Dans la **section liquéfaction**, le gaz passe à travers un ou plusieurs échangeurs cryogéniques. Le gaz est ainsi refroidi, liquéfié et enfin détendu pour être stocké sous une pression atmosphérique et une température de -160°C .

Les usines de liquéfaction disposent également d'une zone de stockage et expédition où le GNL est stocké à pression atmosphérique puis expédié.

I.3.2- Transport du GNL par méthanier

Le GNL stocké est ensuite chargé à bord de méthanier. Ces navires géants, spécialement conçus pour cet usage, sont munis d'une double coque avec un revêtement intérieur thermiquement isolant pour garder le gaz liquide à une température de -160°C . Pendant la traversée pour rejoindre les zones de consommation, le méthane qui s'évapore est récupéré pour être utilisé comme carburant et aider à la propulsion du navire.

I.3.3- Terminal de regazéification du GNL

Une fois à destination, les méthaniers déchargent leur cargaison sur un terminal doté d'une installation de réception et de stockage GNL, similaires à ceux utilisés sur les sites de liquéfaction.

Dans ces terminaux, le GNL est reconverti en un état gazeux au moyen d'un regazéifieur dont le quelle passe du GNL pour être réchauffer avec de l'eau de mer ou de l'eau chaude.

Des réseaux de canalisations et distribution acheminent le gaz naturel depuis ces terminaux vers les centrales électriques, des installations industrielles, ainsi que des habitations pour une utilisation domestique.

I.4- Les Procédés de liquéfaction du gaz naturel (GNL)

Dans la section liquéfaction, le gaz passe dans une succession de cycle frigorifique fonctionnant à des températures de plus en plus basses. Le chemin thermodynamique de la liquéfaction de gaz naturel est représenté sur le diagramme de Mollier :

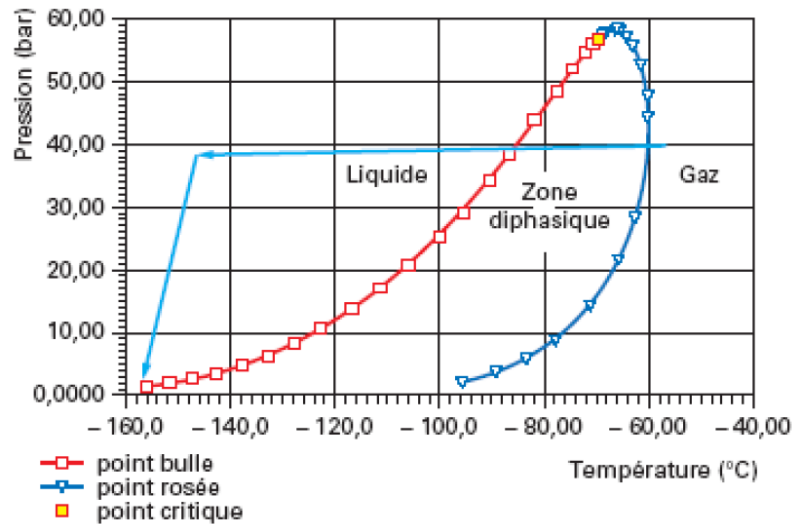


Fig. I.4- Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel [4].

Le gaz est refroidi sous haute pression, puis il atteint une zone où les phases gaz et liquide coexistent, puis devient totalement liquide. Il est ensuite sous-refroidi, et enfin détendu pour être stocké à une pression atmosphérique.

Les différents procédés de liquéfaction du gaz naturel peuvent être classés suivant :

- Le nombre de cycles en cascade mis en œuvre : 1, 2 ou 3 ;
- La nature des fluides réfrigérants : corps purs (propane, éthylène, méthane, azote) ou mélanges réfrigérants "MCR" (mélange d'hydrocarbures : méthane, éthane, propane...et éventuellement d'azote) ;
- Le type d'échangeurs utilisés : échangeurs bobinés (SWHE : Spooled Wound Heat Exchanger) ou échangeurs à plaques (PFHE : Plate Fin Heat Exchanger) ;

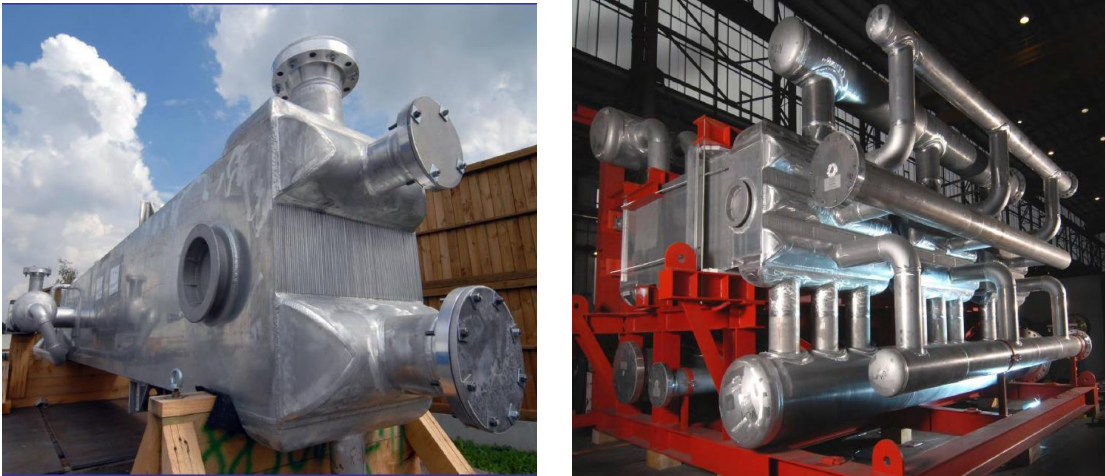


Fig. I.5- Echangeurs cryogénique à plaques [3].

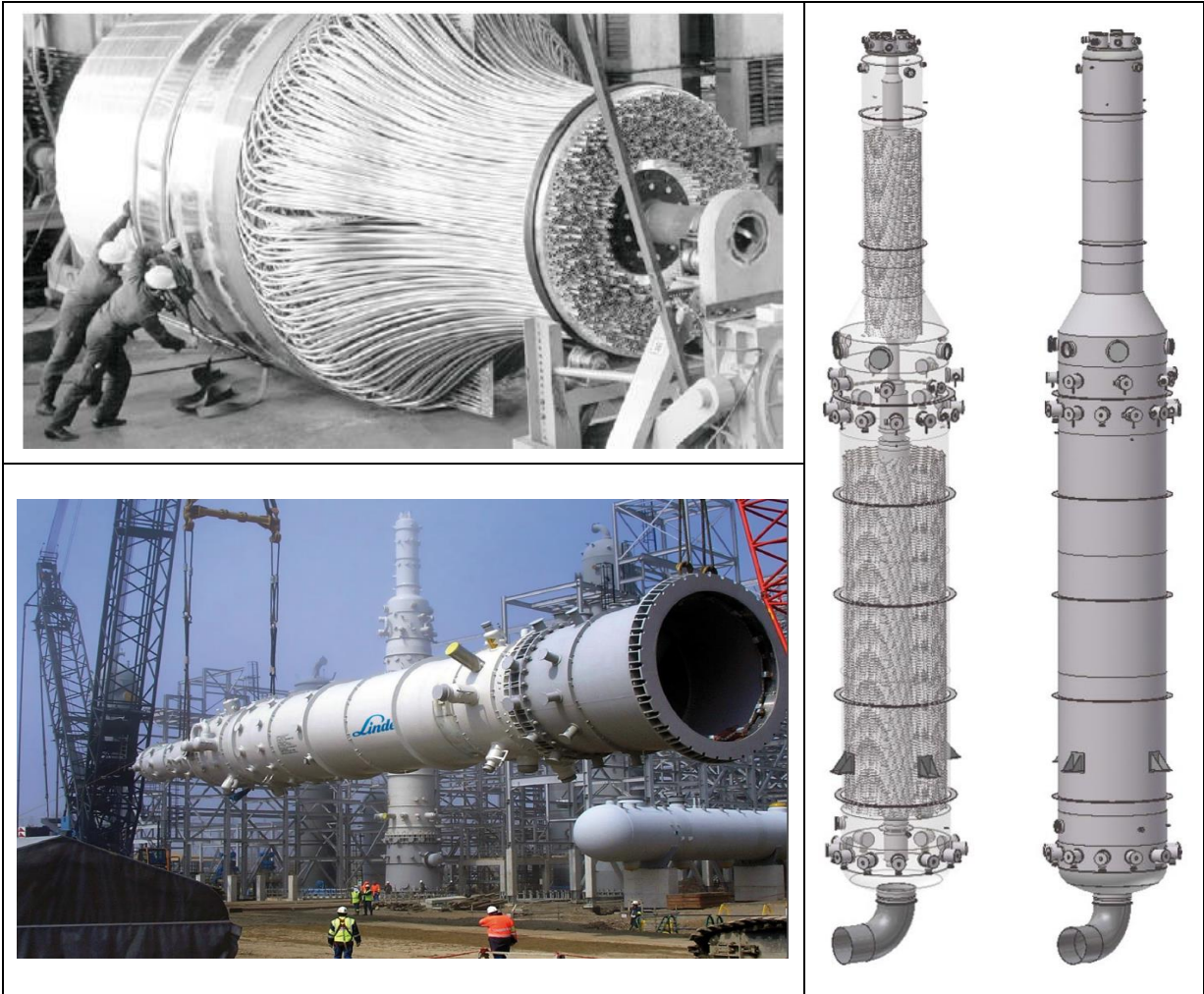


Fig. I.6- Echangeurs cryogénique bobiné [3].

I.4.1- Cycle à cascade classique (ConocoPhillips)

Ce procédé (fig. I.7), le plus ancien historiquement « ex-CAMEL GL4Z », est revenu en faveur récemment sous le nom « cascade optimisée de ConocoPhillips ». Il met en œuvre trois cycles à corps purs imbriqués en cascade

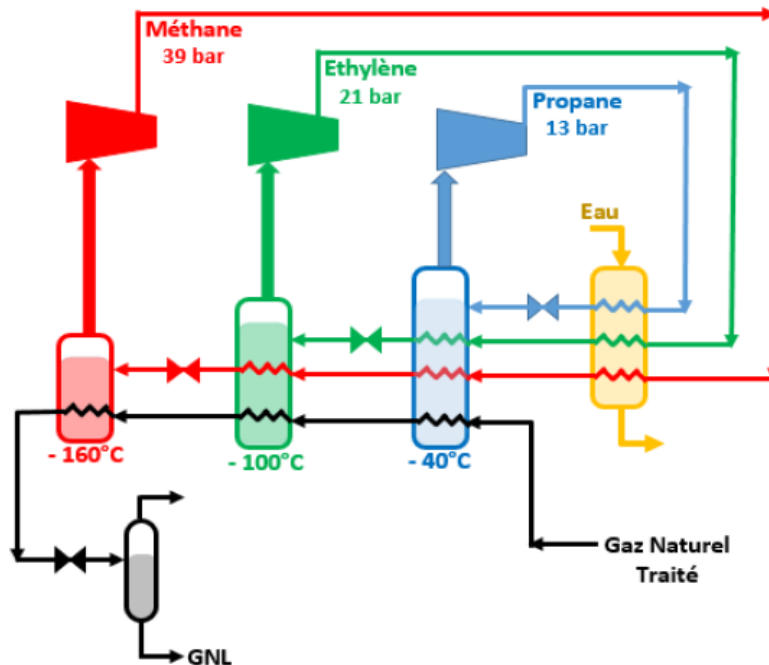


Fig. I.7- Schéma de principe du procédé GNL à cascade [3].

I.4.2- Cycle à réfrigérant mixte (MCR) de Pritchard

Le cycle de Pritchard permet de liquéfier et sous refroidir le gaz naturel jusqu'à une température d'environ -150°C à travers un seul échangeur cryogénique à un niveau unique de pression (nécessite donc l'utilisation d'un seul compresseur). Ce cycle a été mis en œuvre à Skikda (complexe GL1K).

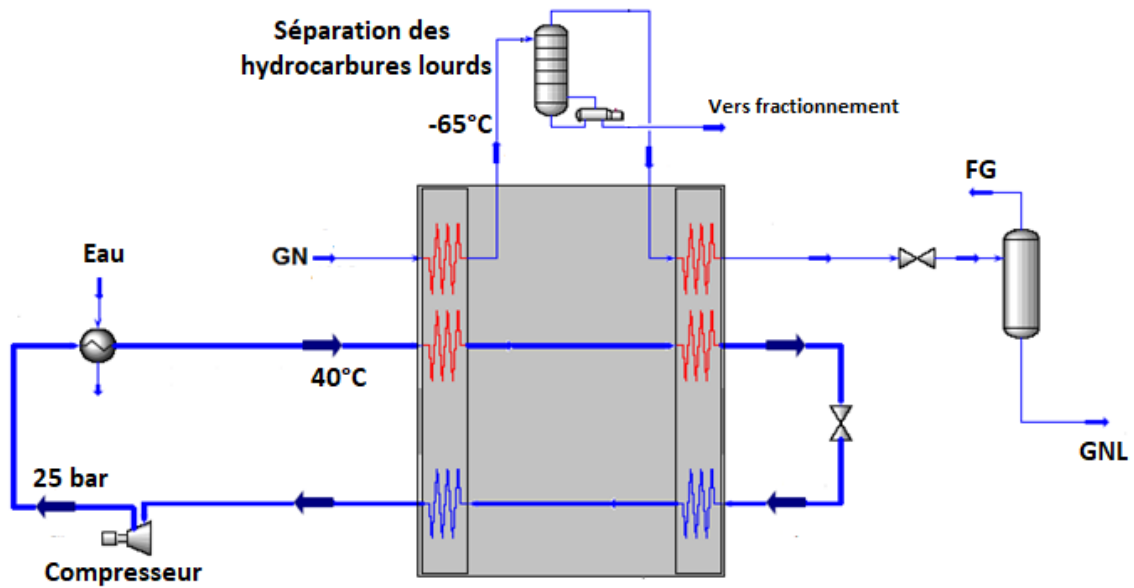


Fig. I.8- Schéma de principe du procédé GNL de Pritchard [3].

I.4.3- Cycle à réfrigérant mixte (MCR) de TEAL

Le procédé TEAL, est caractérisé par l'utilisation de deux échangeurs cryogéniques, un échangeur MP (moyenne pression) pour la condensation du réfrigérant MCR et un échangeur BP (basse pression) pour la liquéfaction du gaz naturel. Dans ce procédé, le GN arrive à l'entrée de l'échangeur cryogénique BP à une pression de l'ordre de 40 bars et une température 30°C pour être refroidi jusqu'à la température de -75°C.

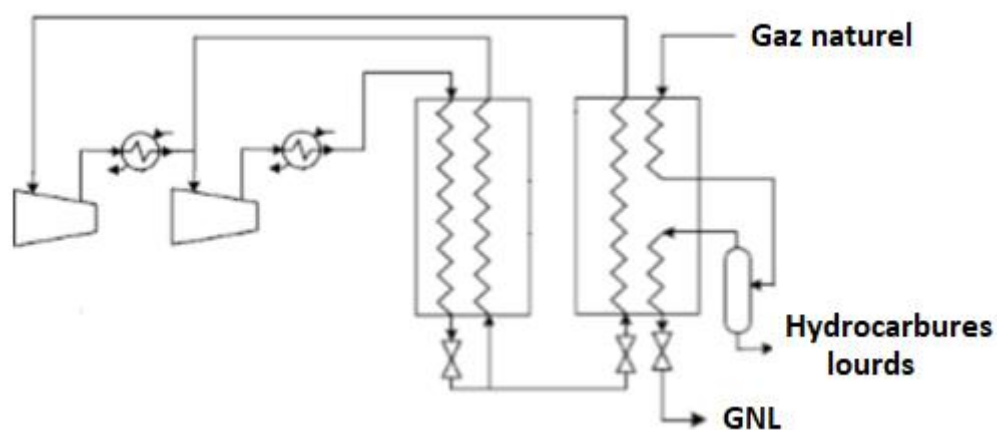


Fig. I.9- Schéma de principe du procédé GNL de TEAL [5].

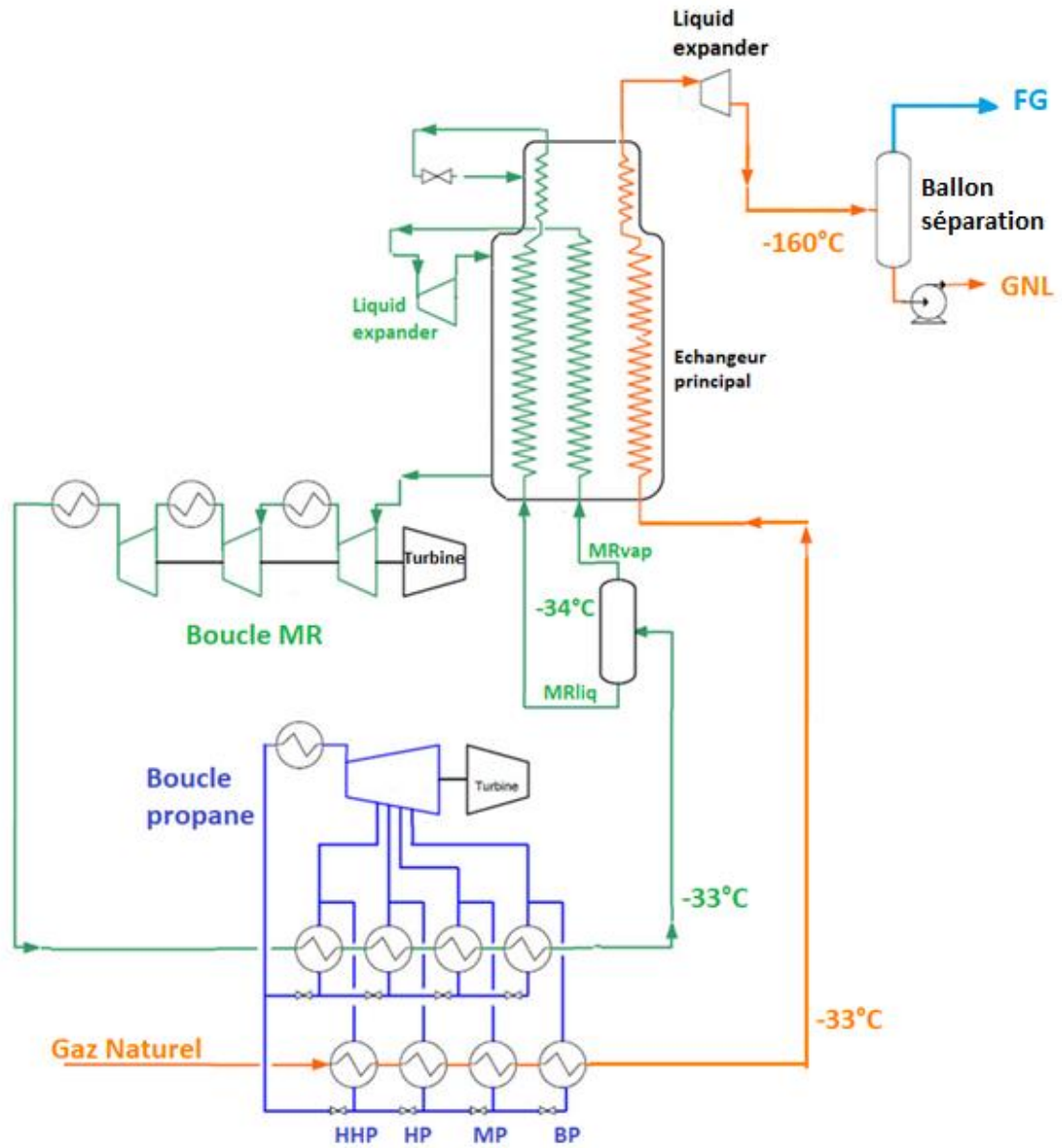


Fig. I.11- Schéma du procédé APCI (C3/MR) [3].

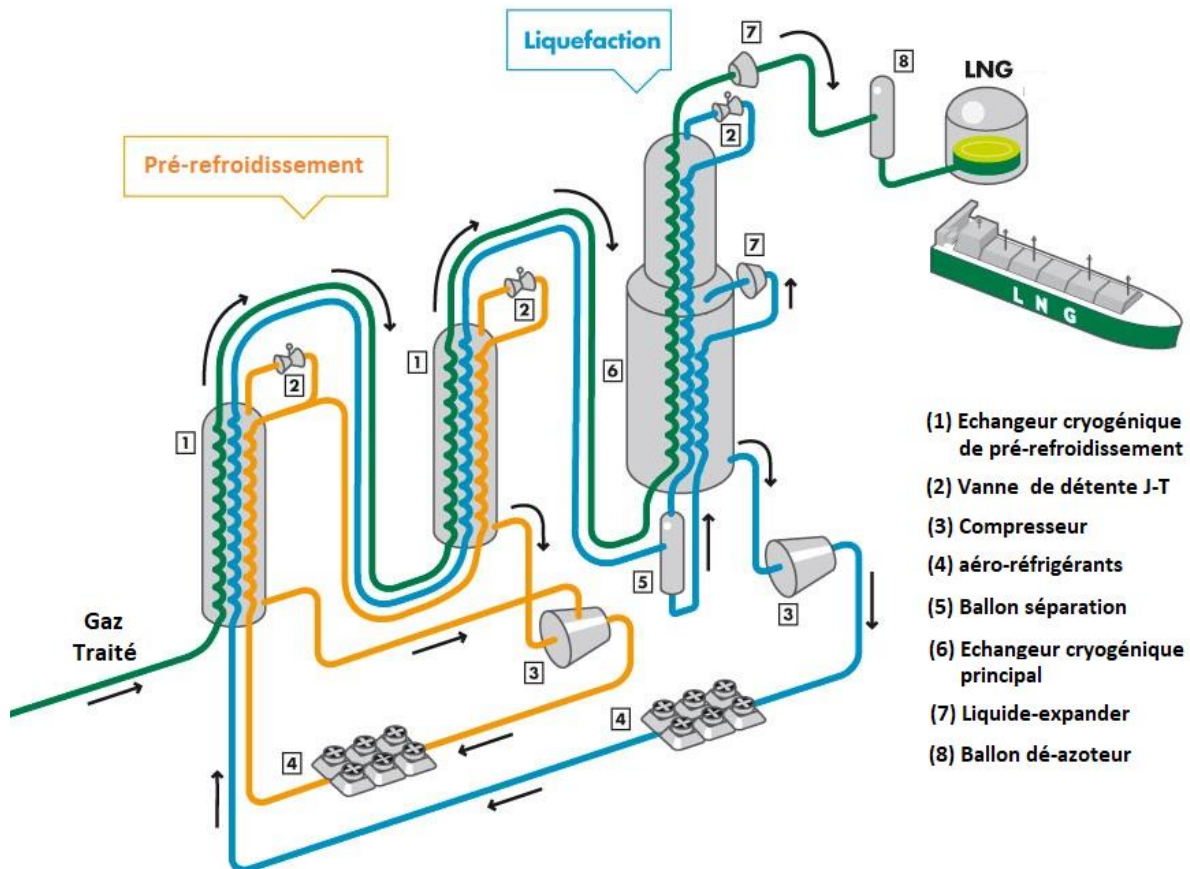


Fig. I.13- Schéma de fonctionnement du procédé DMR de Shell [7].

I.4.8- Procédé DMR Liquefin (Axens)

Ce procédé (figure III.14) est aussi un procédé à deux cycles de mélange réfrigérant DMR. Les différences principales avec le DMR Shell sont, d'une part, l'utilisation d'échangeurs à plaques en aluminium brasé, d'autre part, la température de pré-refroidissement beaucoup plus basse, qui permet de liquéfier totalement le mélange réfrigérant léger. Ces conditions permettent un arrangement beaucoup plus simple et compact des trains d'échange thermique et une meilleure efficacité. De plus, il est possible d'équilibrer la puissance entre les deux cycles pour utiliser des turbines identiques sur chacun d'eux.

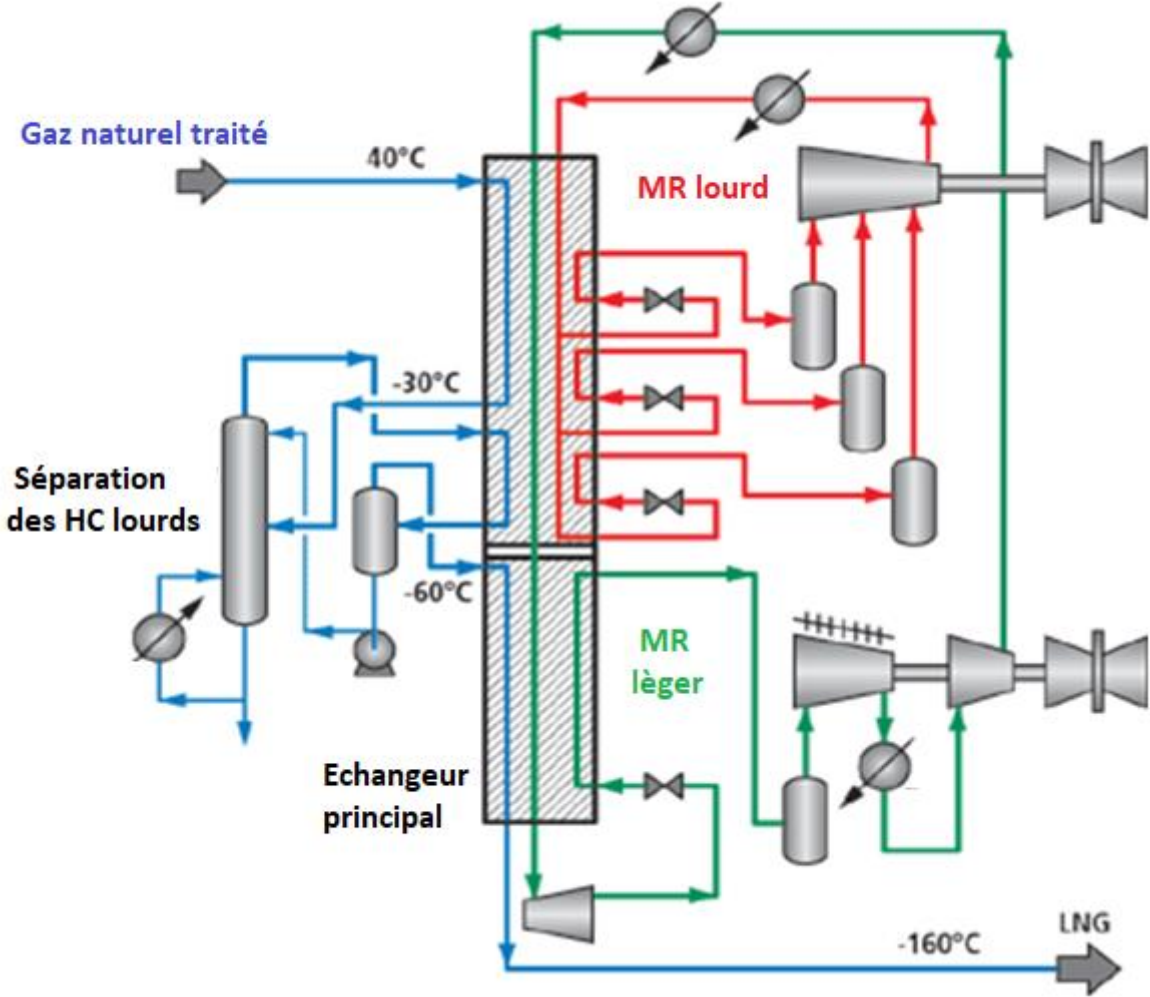


Fig. I.14- Schéma de fonctionnement du procédé DMR de Liquefin [8].

Chapitre II. Description du procédé APCI (C3/MR) du complexe GL3/Z

II.1- Présentation du complexe GL3/Z [9].

Le projet GL3/Z (Gaz Naturel Liquéfié d'Arzew) fait partie d'une série de projets de gaz intégrés de plus grande envergure, créés par SONATRACH en Algérie, impliquant le développement des réserves de champs de gaz dans le bassin de Berkine, la construction d'un système de gazoduc, d'une nouvelle unité d'usine GPL dans la zone industrielle à Arzew.

L'Usine se trouve sur la Côte Méditerranéenne à Bethioua, à l'Est d'Arzew, dans la zone du port industriel d'Arzew El Djedid.

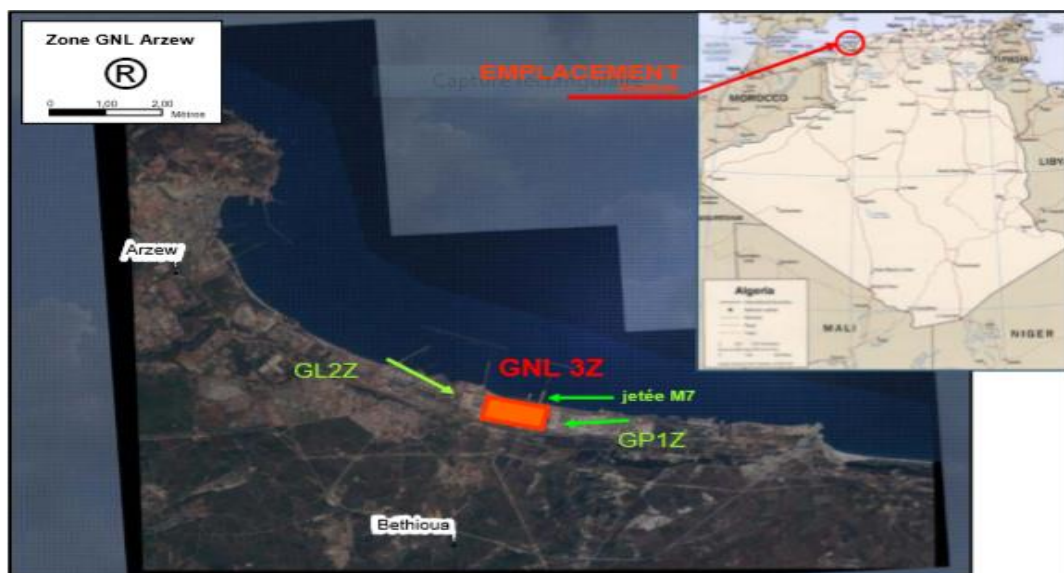


Fig.II.1- Emplacement de l'Usine GL3/Z [9].

L'Usine GL3/Z se compose d'un seul train de GNL, une zone d'utilités, stockage et chargement des cargos. Des dispositions pour l'installation d'un second train et toutes les infrastructures nécessaires ont également été prévus, comme les.

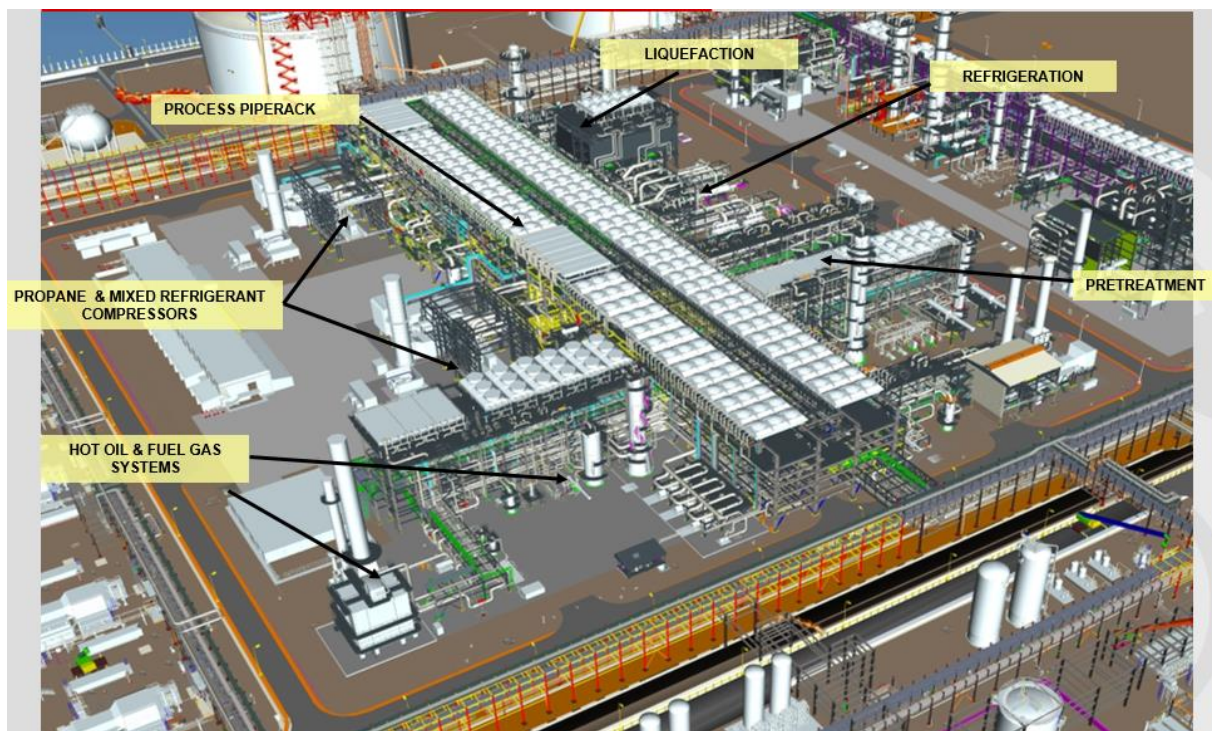


Fig.II.2 - Vue 3D d'Ensemble du complexe GL3/Z [9].

L'Usine GL3/Z produit du GNL, mais aussi de l'Éthane, du Propane, du Butane, de la Gazoline et un courant d'Hélium brut. Le Gaz Naturel Liquéfié produit est exporté vers les marchés internationaux, tandis que les composants plus lourds, comme le GPL et la gazoline, sont extraits et exportés séparément. La capacité productive annuelle du train de GNL est de :

- 4,7 millions de tonnes (nettes dans les cargos de GNL) ;
- 275.000 tonnes de propane ;
- 58.000 tonnes de butane ;
- 47.000 tonnes de gazoline ;
- 300.000 tonnes d'éthane.

Le flux d'Hélium brut issue de la dernière phase de liquéfaction du gaz sera disponible à une interconnexion qui alimentera une future Usine d'extraction d'hélium. L'éthane sera en grande partie acheminé vers une Usine d'Hydrocraquage située à proximité de GNL-3Z, tout en satisfaisant à la consommation interne du train, c'est-à-dire l'appoint en Réfrigérant Mixte et les éventuels besoins en gaz combustible. [9]

II.2- Description de l'unité de liquéfaction et réfrigération (unité 15/16) [10].

L'objectif de l'unité 15 (réfrigération au propane) et de l'unité 16 de liquéfaction (MR) est de produire :

- Du Gaz Naturel Liquéfié (GNL), avec une qualité correspondant aux spécifications des clients ;
- Un courant d'Hélium Brut.

Le gaz qui, après prétraitement et alimente l'Unité 15, est dépourvu des principales impuretés, telles que :

- L'Eau (unité13) ;
- Le Dioxyde de carbone (unité12) ;
- Les Hydrocarbures lourds (unité 17) ;
- Le Mercure (unité 11).

De ce fait, on élimine ces impuretés qui gèlent à basse température et endommagent l'Echangeur Cryogénique Principal (MCHE) et la Boîte Froide.

La réfrigération utilisée pour refroidir et liquéfier le gaz naturel est fournie par deux systèmes séparés, mais interdépendants :

- **Système de Réfrigérant Propane (PR)** qui fournit une capacité de refroidissement allant jusqu'à -35°C pour les deux circuits (Gaz Naturel et Réfrigérant Mixte).
- **Système de Réfrigérant Mixte (MR)** qui permet d'obtenir une réfrigération à plus basse température pour produire du GNL dans le MCHE à -145°C.

Deux (02) turbines à gaz entraînent les compresseurs des réfrigérants :

- Une pour le compresseur de propane et le compresseur du MR HP ;
- L'autre pour les compresseurs des MR BP et MP.

Le cœur du procédé de liquéfaction du GNL est l'**Echangeur Cryogénique Principal (MCHÉ)**.

- Il est conçu pour convertir 714 t/hr de gaz d'alimentation à 72,2 bar, sans gaz acide et mercure, sec et pré-refroidi à -33°C, en un courant liquide à -145°C ;
- Cet échangeur est une cuve en aluminium de 49.8 mètres de haut ;
- La section chaude inférieure à un diamètre de 4,5 mètres et la section froide supérieure un diamètre de 3,5 mètres. Il pèse 298156 kg ;
- Vu la température de fonctionnement du MCHÉ bien en dessous de la température ambiante, il est isolé extérieurement avec une isolation en verre cellulaire ;
- Les lignes de procédé qui sont connectées au MCHÉ en aluminium doivent être en acier pour température basse ou en acier inoxydable ;
- Dans la calandre, il y a deux faisceaux tubulaires (un faisceau chaud et un faisceau froid) enroulé hélicoïdalement. Les faisceaux contiennent des milliers de tubes qui sont enroulés en couches sur un mandrin central. Les tubes arrivent dans des plaques tubulaires à chaque extrémité de telle manière qu'ils forment des circuits du réfrigérant mixte et de l'alimentation séparés.

II.2.1- Circuit du Gaz Naturel

Le gaz naturel traité, appelé gaz résiduel entre dans l'unité 15 (refroidissement au propane) à une pression de 72,7 bar et une température d'environ 30°C.

Avant de pénétrer dans l'échangeur cryogénique principal (MCHE), le gaz naturel est pré-refroidi par du propane dans les Refroidisseurs à Propane de Gaz Résiduel à pressions différentes :

- Très Haute Pression (HHP) dans 15-MC08 refroidi de 30°C à 13,7°C
- Haute Pression (HP) dans 15-MC01 refroidi jusqu'à -3,2°C
- Moyenne Pression (MP) dans 15-MC02 refroidi jusqu'à -19,5°C
- Basse Pression (BP) dans 15-MC03 refroidi jusqu'à -33°C

Le gaz naturel refroidi provenant des refroidisseurs à propane est ensuite envoyé vers le fond du MCHE (faisceau chaud) où il est liquéfié au contact du MR.

Le MCHE comprend deux faisceaux :

- Un faisceau chaud qui se trouve au fond
- Un faisceau froid en tête.

La température du GNL en sortie du faisceau froid de tête du MCHE est de -145 °C.

Le courant de gaz naturel liquéfié (GNL) sortant du MCHE traverse la Turbine Hydraulique (liquid-expander) de GNL où sa pression est réduite à 2 bar au-dessus du point d'ébullition du GNL afin d'éviter la vaporisation à l'intérieur de la turbine hydraulique.

La pression finale du GNL Liquide est obtenue à l'aide d'une vanne de contrôle de contre-pression située en aval de la turbine. En sortie de la vanne de contrôle de contre-pression, le produit GNL est envoyé au Ballon de Récupération d'Hélium, où le GNL Liquide subit une détente ultérieure.

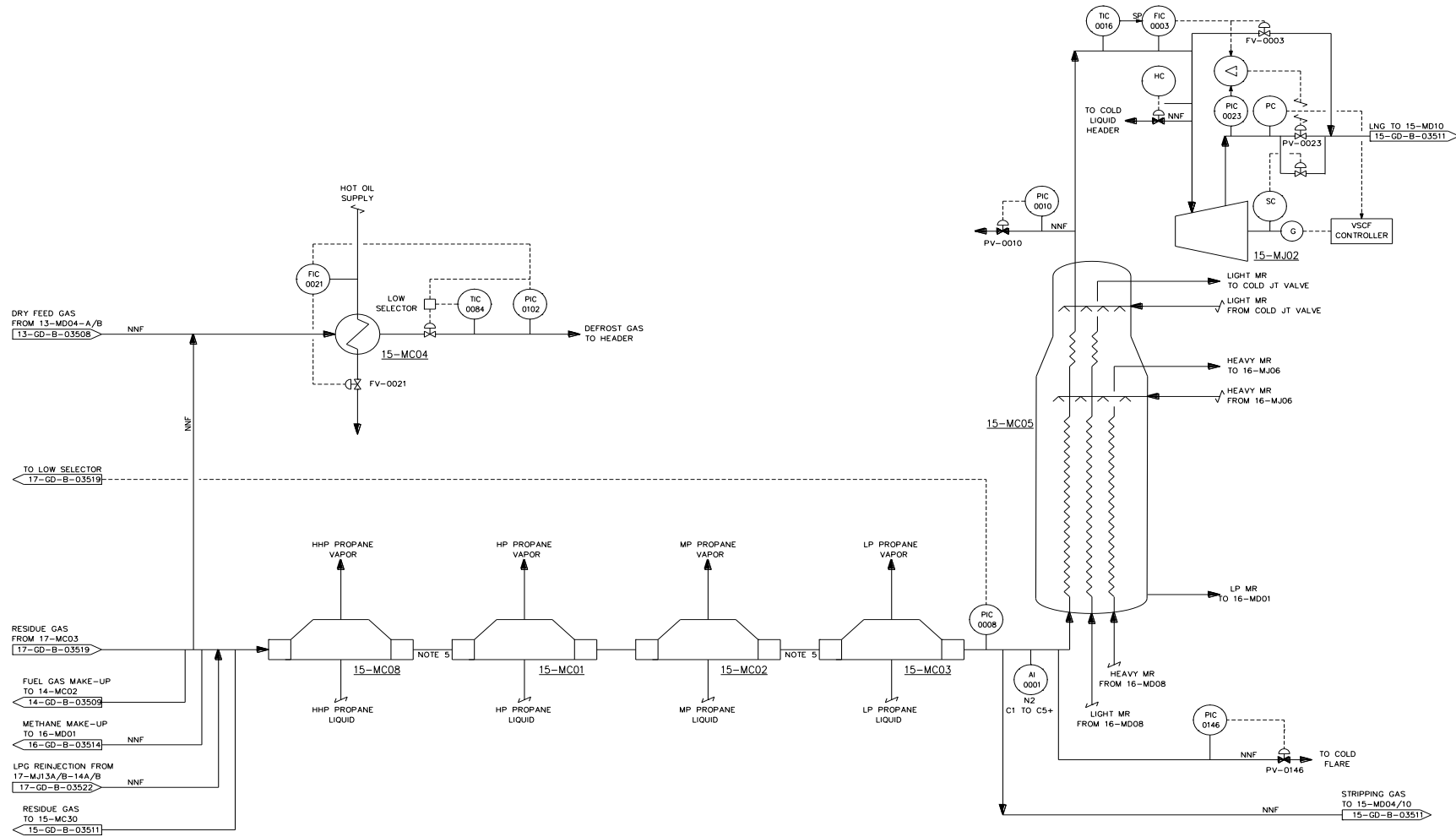


Fig.II.3- Circuit de pré-refroidissement au propane et liquéfaction au MR du gaz [9].

II.2.2- Circuit de Réfrigération au Propane

Le système de réfrigération au propane utilise le propane à quatre niveaux de pression pour la réfrigération du :

- Gaz d'alimentation ;
- Circuit de Réfrigérant Mixte ;
- Pré-refroidisseur de Gaz des Sécheurs.

Les quatre niveaux de pression de refroidissement au propane sont :

- Propane Très Haute Pression (5,59 bar) ;
- Propane Haute Pression (2,96 bar) ;
- Propane Moyenne Pression (1,27 bar) ;
- Propane Basse Pression (0,35 bar).

Le propane provenant du refoulement du Compresseur de Propane Principal est désurchauffé de 63°C à 49,8°C puis condensé à 43 °C au contact de l'air ambiant dans le Condenseur de Propane Principal. Le propane condensé est récupéré dans l'Accumulateur de Propane Principal.

Le propane liquide provenant du Sous-Refroidisseur de Propane Principal est détendu progressivement de façon à fournir les 4 niveaux de réfrigération suivants :

- Propane Très Haute Pression (5,59 bar) ;
- Propane Haute Pression (2,96 bar) ;
- Propane Moyenne Pression (1,27 bar) ;
- Propane Basse Pression (0,35 bar).

Au fur et à mesure que la pression est réduite, le propane, restant sous forme liquide, bout à une température plus basse, fournissant ainsi le refroidissement nécessaire aux courants de MR et de gaz d'alimentation, jusqu'à atteindre une température de -35°C environ.

Les courants de propane vaporisé venant des circuits de réfrigération sont renvoyés vers le Compresseur de Propane Principal via les Ballons d'Aspiration secs HHP/HP/MP/BP.

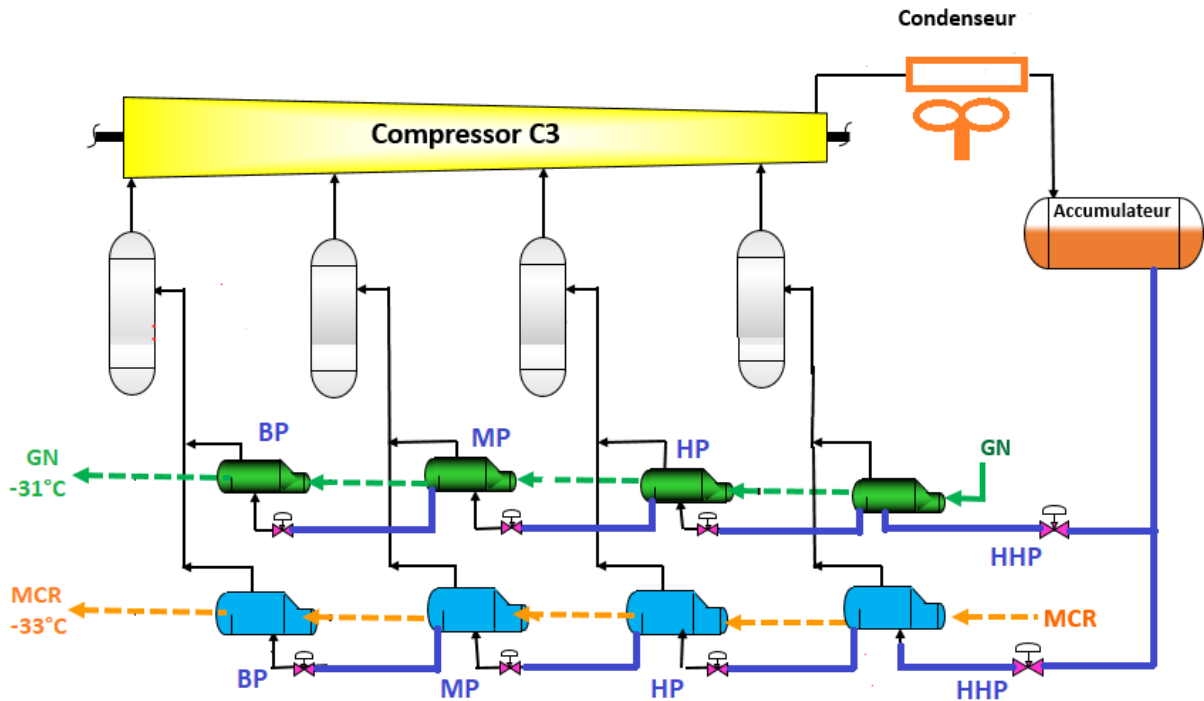


Fig.II.4- Circuit de pré-refroidissement au propane [3].

II.2.3- Circuit de Réfrigérant Mixte

La réfrigération nécessaire à la liquéfaction du gaz naturel est obtenue à partir d'un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane appelé Réfrigérant Mixte (MR).

La composition du MR est définie de façon à fournir un refroidissement et une liquéfaction optimum dans le MCHE.

Les composants les plus légers sont ainsi vaporisés au niveau de l'extrémité froide (tête) du MCHE et les composants plus lourds, quant à eux, sont vaporisés au niveau de l'extrémité chaude (fond).

La vapeur BP MR provenant du MCHE est tout d'abord envoyée au Ballon d'Aspiration de MR BP, alimentant ainsi le Train de Compression du MR. Le Ballon d'Aspiration est prévu pour éviter les éventuels entraînements de liquide provenant du MCHE. La vapeur MR est comprimée successivement dans trois étages des Compresseurs du MR. En sortie de chaque étage, un refroidissement intermédiaire à l'air ambiant est fourni pour réduire la puissance requise pour la compression et afin de ne pas dépasser les températures limites mécaniques au refoulement des compresseurs.

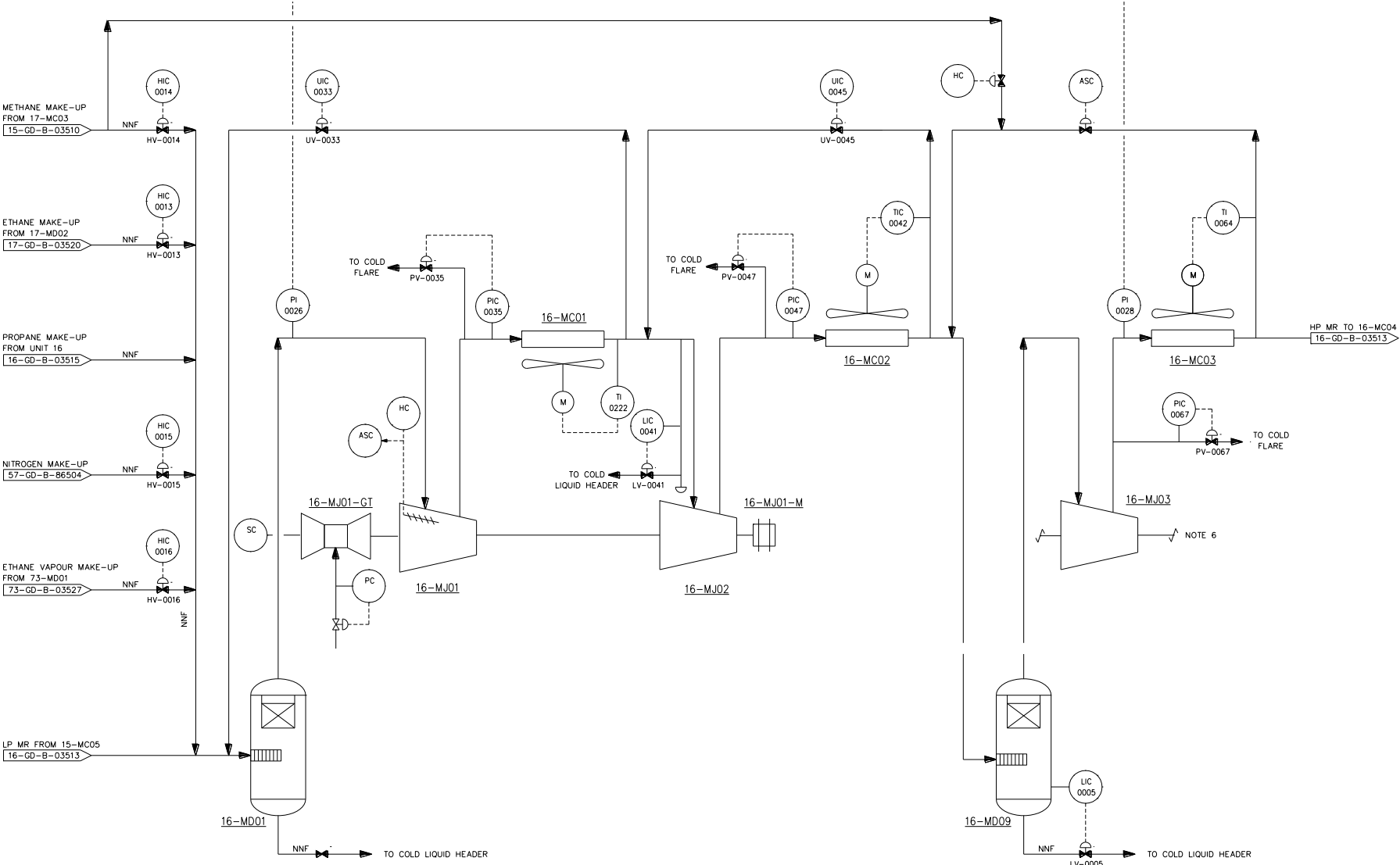


Fig.II.5- Train de compression du MR [9].

Le Train de Compression du MR comprend les trois étages de compression suivants :

- Compresseur du MR BP :
 - ✓ Pression de refoulement : 19,12 bar ;
 - ✓ Type : axial ;
 - ✓ Entraînement : Turbine à gaz et moteur démarrage/assistance.
- Compresseur du MR MP :
 - ✓ Pression de refoulement : 35,58 bar ;
 - ✓ Type : centrifuge ;
 - ✓ Entraînement : Turbine à gaz et moteur démarrage/assistance.
- Compresseur du MR HP :
 - ✓ Pression de refoulement : 61,05 bar ;
 - ✓ Type : centrifuge ;
 - ✓ Entraînement : Turbine du compresseur de propane principal et par le moteur de démarrage/assistance.

Le Réfrigérant Mixte est ensuite partiellement condensé à l'aide du propane dans les Réfrigérants à Propane HHP, HP, MP et BP. Les phases liquide-vapeur du MR sont ensuite séparés dans un ballon HP.

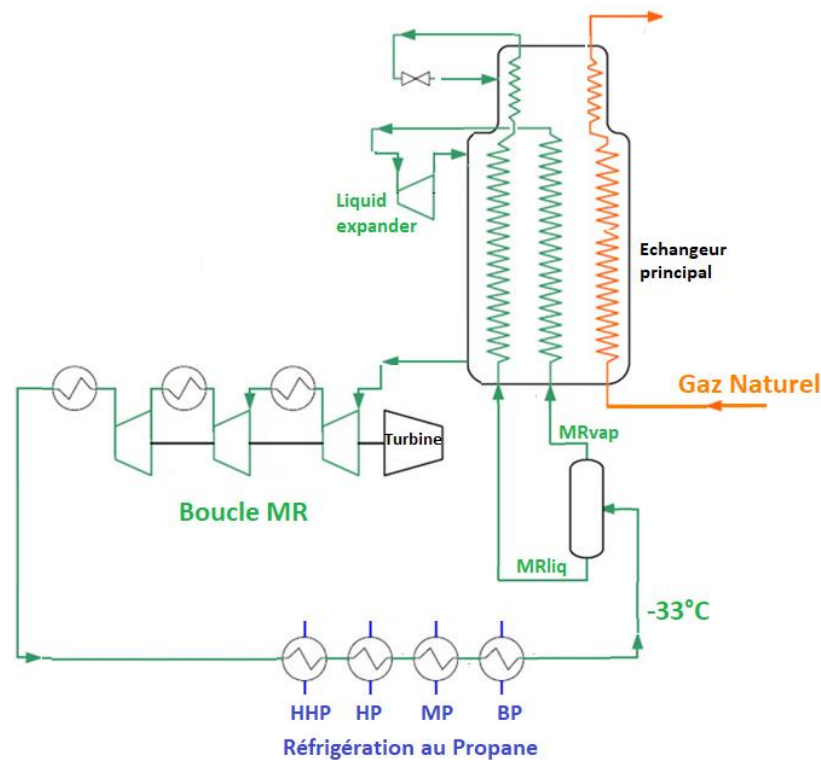


Fig.II.6- Circuit du réfrigérant mixte (MR) [3].

Le MR léger (vapeur en tête du ballon HP) est envoyé au faisceau froid du MCHE, où au fur et à mesure il est condensé, puis sous-refroidi. Le MR léger sortant du faisceau froid du MCHE subit une détente dans une vanne Joule-Thomson (JT). La vaporisation partielle ainsi obtenue permet de refroidir ultérieurement le MR léger. Ce courant de MR léger, sous-refroidi et à basse pression, entre cette fois-ci dans le MCHE côté calandre. La vapeur et le liquide sont distribués à travers le faisceau froid pour fournir la réfrigération à l'extrémité froide du MCHE. Tandis que le MR lourd provenant du fond du Ballon HP est envoyé au faisceau chaud du MCHE où il est refroidi. Sortant du MCHE, il subit une détente à travers une Turbine Hydraulique (liquid-expander).

Le MR lourd sortant de la Turbine est renvoyé au MCHE côté calandre où il se mélange avec le MR léger basse pression. Les séparateurs de phase et les distributeurs internes, situés au niveau de la partie supérieure du faisceau chaud du MCHE, assurent une distribution homogène du mélange liquide. La vaporisation de ce fluide fournit le refroidissement requis par le faisceau chaud.

Le MR basse pression quitte le MCHE par le fond de la calandre complètement vaporisé et surchauffé. Il est renvoyé au Ballon d'Aspiration de MR BP (16-MD01) du train de compression du MR.

Chapitre III. Etude des performances du procédé APCI (C3/MR)

III.1- Bilan énergétique et méthode d'évaluation des performances du procédé APCI (C3/MR).

Nous proposons dans cette section d'évaluer, par des bilans énergétiques aux niveaux des échangeurs de chaleur, les paramètres de fonctionnement de la boucle MR et de la boucle propane. Nous proposons également d'évaluer les performances du procédé APCI. Le plan de travail est structuré comme suit :

- **Bilan et performance de la boucle MR :**
 - ✓ Débit MR nécessaire à la liquéfaction du gaz naturel.
 - ✓ Puissances de compression nécessaire au fonctionnement de la boucle MR.
 - ✓ Puissance frigorifique totale développée par la boucle MR.
 - ✓ Puissance frigorifique utile (utile au refroidissement du GN et production du GNL).
 - ✓ Coefficients de performance (COP) et rendement de la boucle MR.
- **Bilan et performance de la boucle propane :**
 - ✓ Débit propane nécessaire au pré-refroidissement du GN et MR.
 - ✓ Puissance de compression du propane.
 - ✓ COP et rendement de la boucle propane.

Un schéma du procédé APCI considéré est représenté sur la figure (III.1). La boucle MR comprend trois (03) étages de compression avec refroidissement inter-étage à l'air et un pré-refroidissement au propane. Pour ce qui est de la boucle propane, un modèle d'une conception plus simple est choisi. En effet, la boucle propane considérée comporte un seul étage de réfrigération (un seul niveau de température de -38°C).

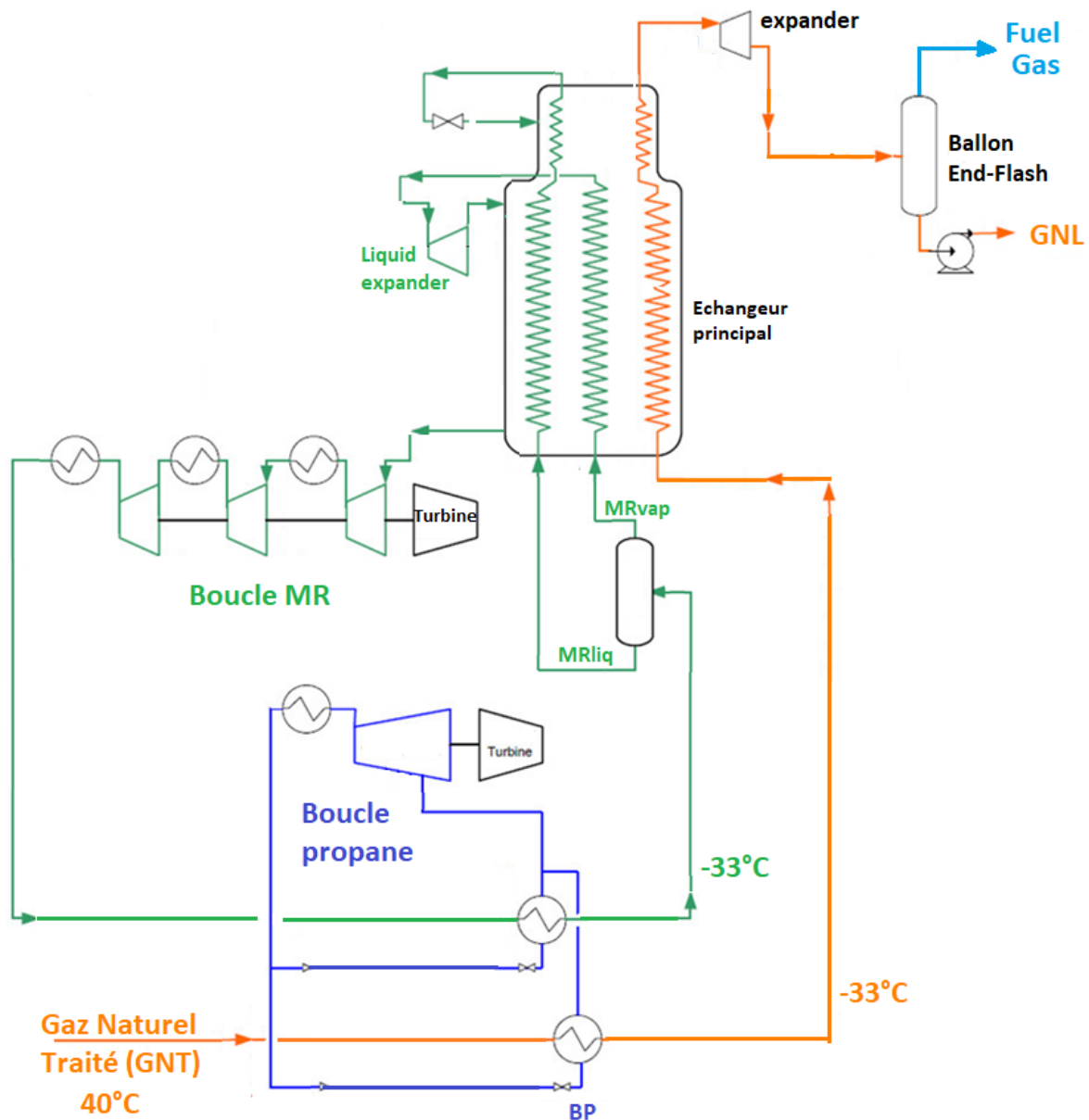


Fig.III.1- Schéma du procédé APCI (C3/MR) [3].

III.1.1- Bilan et performance de la boucle MR

Afin d'obtenir les valeurs des enthalpies aux différents états du réfrigérant MR, un modèle de la boucle MR a été construit sur le logiciel ASPEN-HYSYS (voir figure III.2) où l'échangeur principal MCHE (Main Cryogenic Heat Exchanger) est modélisé en deux parties (MCHE1 & MCHE2). Un rendement de 75% est choisi pour les trois compresseur MR. Les données introduites directement sur le logiciel sont des paramètres de marche de la section liquéfaction du complexe GL3Z et sont rapportées sur les tableaux (III.1 & 2).

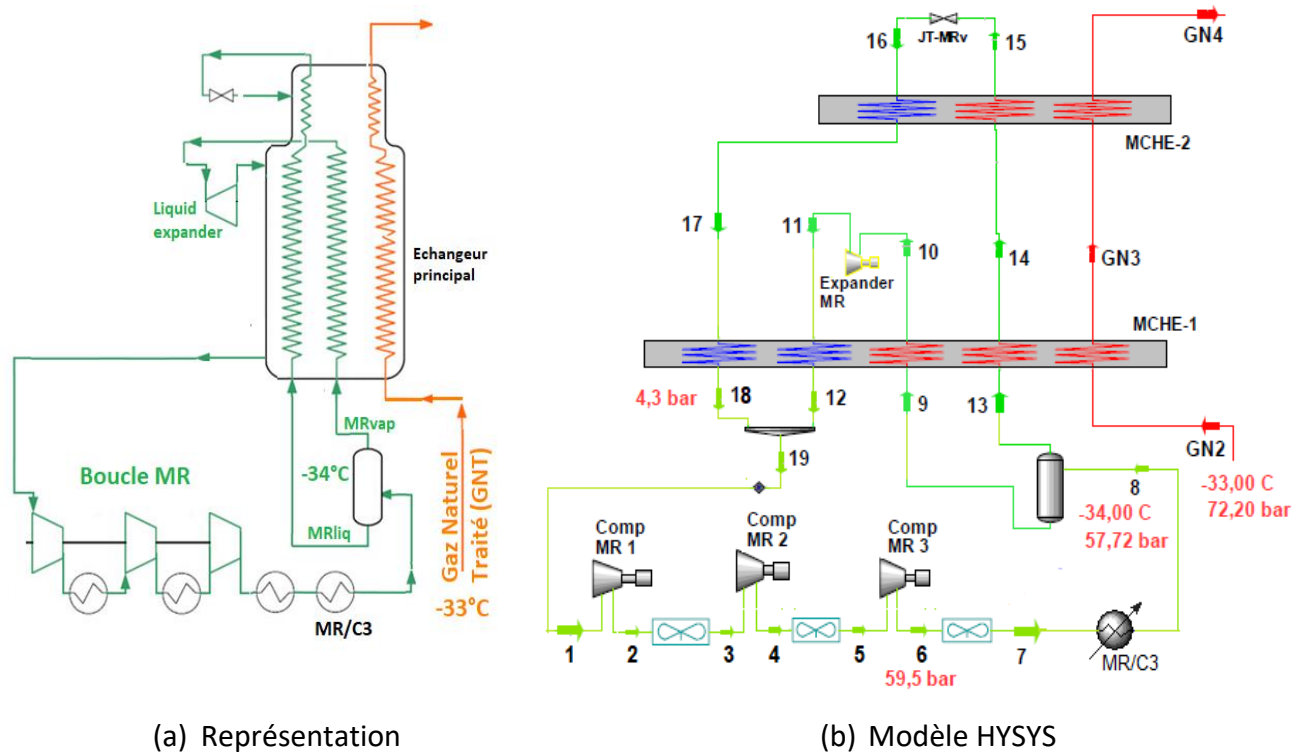


Fig.III.2- Schéma de la boucle MR

Tableau III.1 : Paramètres de marche du circuit GN dans la section liquéfaction par MR (complexe GL3Z).

	points	T (°c)	P (bar)	H (kj/kg)	Débit (Kg/hr)
Gaz naturel traité He 0.3% N2 0.77% C1 92.98% C2 5.95% C3 0.01%	GN2	-33	72.20	-4675	7,1 . 10 ⁵
	GN3	-126	65.10	-5176	
	GN4	-144.2	58.10	-5240	

Tableau III.2 : Paramètres de marche de la boucle MR (complexe GL3Z)

	points	T (°c)	P (bar)	H (kj/kg)	Débit (Kg/hr)
MR total (%molaire). : N2 04.29% C1 49.39% C2 31.16% C3 15.16%	1	-38	4.3	-3264	A déterminer
	2	63.07	19.14	-3095	
	3	35	18.14	-3152	
	4	85.20	35	-3066	
	5	32.20	34.40	-3185	
	6	75	59.52	-3122	
	7	35	59.02	-3226	
	8	-33	57.72	-3569	
	19	-38	4.3	-3264	

MR vapeur	13	-33	57.72	-3666	A déterminer
	14	-126	54.72	-4136	
	15	-145.1	52.52	-4192	
	16	-150.1	4.97	-4192	
	17	-130	4.9	-3939	
	18	-38	4.3	-3567	

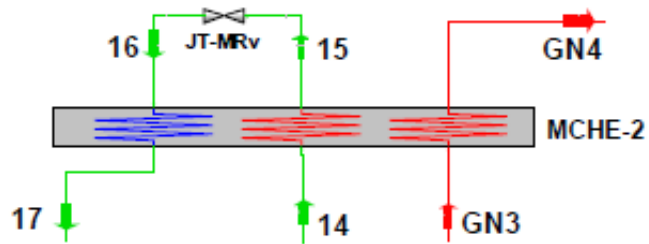
MR liquide	9	-33	57.72	-3548	A déterminer
	10	-126	50.02	-3803	
	11	-131.2	4.9	-3809	
	12	-37.88	4.3	-3198	

III.1.1.a- Calcul du débit MR nécessaire à la liquéfaction du gaz naturel

• Calcul du débit MR vapeur

A l'aide d'un bilan énergétique au niveau de l'échangeur principal partie froide (MCHE 2), le débit du MR vapeur peut être obtenu comme suit :

Fig.III.3- Bilan énergétique de l'échangeur MCHE-2



$$\text{Entrée (kj/hr)} = \text{Sortie (kj/hr)} \Rightarrow$$

$$\begin{aligned} m_{GN} \times h_{GN3} + m_{MRvap} \times h_{14} + m_{MRvap} \times h_{16} \\ = m_{GN} \times h_{GN4} + m_{MRvap} \times h_{15} + m_{MRvap} \times h_{17} \\ \Rightarrow m_{MRvap} = \frac{m_{GN}(h_{GN3} - h_{GN4})}{h_{15} + h_{17} - h_{14} - h_{16}} \end{aligned}$$

La détente Joule Thomson est une détente isenthalpique ($h_{15} = h_{16}$), l'équation peut être donc réduite sous la forme suivante :

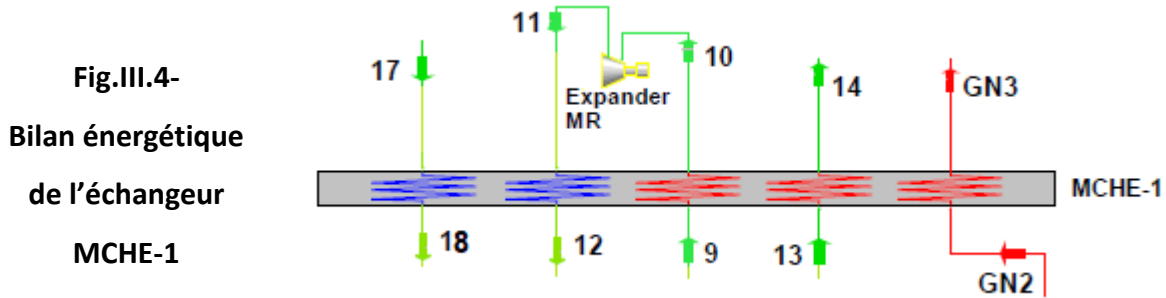
$$m_{MRvap} = \frac{m_{GN}(h_{GN3} - h_{GN4})}{h_{17} - h_{14}}$$

Application numérique :

$$m_{MRvap} = \frac{7,1 \cdot 10^5(-5176 + 5240)}{-3939 + 4136} \Rightarrow m_{MRvap} = 2,307 \cdot 10^5 \text{ (kg/hr)}$$

• Calcul du débit MR liquide

A l'aide d'un bilan énergétique au niveau de l'échangeur principal partie chaude (MCHE 1), le débit du MR liquide nécessaire au bon fonctionnement de l'échangeur principal peut être obtenu comme suit :



$$\text{Entrée (kj/hr)} = \text{Sortie (kj/hr)} \Rightarrow$$

$$\begin{aligned} m_{GN} \times h_{GN2} + m_{MRvap} \times h_{13} + m_{MRliq} \times h_9 + m_{MRliq} \times h_{11} + m_{MRvap} \times h_{17} \\ = m_{GN} \times h_{GN3} + m_{MRvap} \times h_{14} + m_{MRliq} \times h_{10} + m_{MRliq} \times h_{12} + m_{MRvap} \times h_{18} \end{aligned}$$

$$\Rightarrow m_{MRliq} = \frac{m_{GN}(h_{GN2} - h_{GN3}) - m_{MRvap} \times (h_{14} + h_{18} - h_{13} - h_{17})}{h_{12} + h_{10} - h_{11} - h_9}$$

$$\Rightarrow m_{MRliq} = \frac{7,1 \cdot 10^5 \cdot (-4675 + 5176) - 2,307 \cdot 10^5 \times (-4136 - 3567 + 3666 + 3939)}{-3198 - 3803 + 3809 + 3548}$$

$$\Rightarrow \boxed{m_{MRliq} = 1.063 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)}}$$

Cependant, la quantité du MR liquide est liée avec celle du MR vapeur par le titre massique en vapeur lors de la séparation dans le ballon HP. Il serait donc plus correct de déduire la quantité du (m_{MRliq}) à partir d'un bilan au niveau du ballon HP est vérifier si cette quantité est assez suffisante pour réaliser le refroidissement au niveau de l'échangeur principale, c.à.d. qu'il faut vérifier que :

$$[m_{MRliq}]_{\text{calculé par bilan ballon HP}} \geq [m_{MRliq}]_{\text{calculé par bilan échangeur}}$$

Le calcul du débit du MR liquide par bilan au niveau du ballon HP se fait comme suit :

sachant que le titre massique vapeur est : $x = \frac{m_{MRvap}}{m_{MRtot}}$

avec $m_{MRtot} = m_{MRliq} + m_{MRvap}$

$$\Rightarrow x = \frac{m_{MRvap}}{m_{MRliq} + m_{MRvap}} \Rightarrow m_{MRliq} = \frac{(1-x) \times m_{MRvap}}{x}$$

Le titre vapeur x peut être obtenu par le bilan suivant :

$$m_{MRtot} \times h_8 = m_{MRliq} \times h_9 + m_{MRvap} \times h_{13}$$

$$\Rightarrow h_8 = \frac{m_{MRliq}}{m_{MRtot}} \times h_9 + \frac{m_{MRvap}}{m_{MRtot}} \times h_{13}$$

$$\Rightarrow h_8 = (1-x) \times h_9 + x \times h_{13}$$

$$\Rightarrow x = \frac{h_8 - h_9}{h_{13} - h_9} = \frac{-3569 + 3548}{-3666 + 3548}$$

$$\Rightarrow \boxed{x = 0,17}$$

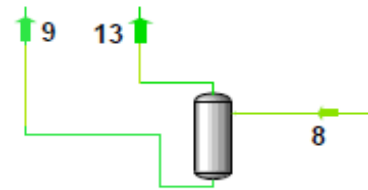


Fig.III.5- Bilan ballon HP du MR

On peut donc déduire le débit total du MR liquide :

$$m_{MRliq} = \frac{(1-x) \times m_{MRvap}}{x} = \frac{(1-0,17) \times 2,307 \cdot 10^5}{0,17}$$

$$\Rightarrow \boxed{m_{MRliq} = 1,126 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)}}$$

Les deux méthodes de calcul du débit du MR liquide ont donné les résultats suivants :

$$\left\{ \begin{array}{l} [m_{MRliq}]_{\text{calculé par bilan échangeur}} = 1,063 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)} \\ [m_{MRliq}]_{\text{calculé par bilan ballon HP}} = 1,126 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)} \end{array} \right. \Rightarrow [m_{MRliq}]_{\text{ballon HP}} \geq [m_{MRliq}]_{\text{bilan échangeur}}$$

Nous remarquons que le résultat de calcul du débit du MR liquide par le bilan au niveau du ballon séparateur HP est légèrement supérieur celui calculé par le bilan au niveau de l'échangeur. De ce fait, le débit MR liquide considéré sera celui obtenu à partir du bilan ballon HP en raison du titre vapeur x qui assure le débit MR vapeur nécessaire.

$$\boxed{m_{MRliq} = 1,126 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)}}$$

• **Calcul du débit MR Total en circulation dans la boucle MR**

$$m_{MRtot} = m_{MRliq} + m_{MRvap} = 1,126 \cdot 10^6 + 2,307 \cdot 10^5$$

$$\Rightarrow m_{MRtot} = 1,357 \cdot 10^6 \text{ (kg/hr)}$$

Une comparaison entre les valeurs des débits MR obtenus par calcul et ceux retrouvés au niveau du complexe GL3Z, est rapportée sur le tableau (III.3). Une concordance avec ces valeurs est constatée.

Tableau (III.3) : Comparaison débit design du MR GL3Z et débit MR calculé

	Débit Design GL3Z (tonne/hr)	Débit calculé (tonne/hr)
MRtot	1238	1357
MRliq	1028	1126
MRvap	209	230

III.1.1.b- Calcul de la puissance des compresseurs

La puissance que doit fournir chaque turbine aux compresseurs MR peut être calculée comme suit :

Compresseur 1^{er} étage :

$$W_{comp1} = m_{MRtot} \times (h_2 - h_1)$$

$$W_{comp1} = 1,357 \cdot 10^6 \times (-3095 + 3264)$$

$$\Rightarrow W_{comp1} = 2,293 \cdot 10^8 \text{ (kj/hr)} = 6,37 \cdot 10^4 \text{ (kW)}$$

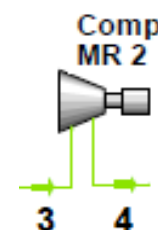


Compresseur 2^{eme} étage :

$$W_{comp2} = m_{MRtot} \times (h_4 - h_3)$$

$$W_{comp2} = 1,357 \cdot 10^6 \times (-3066 + 3152)$$

$$\Rightarrow W_{comp2} = 1,167 \cdot 10^8 \text{ (kj/hr)} = 3,24 \cdot 10^4 \text{ (kW)}$$

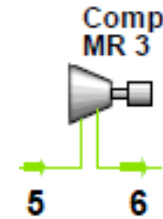


Compresseur 3^{ème} étage :

$$W_{comp3} = m_{MRtot} \times (h_6 - h_5)$$

$$W_{comp3} = 1,357 \cdot 10^6 \times (-3122 + 3185)$$

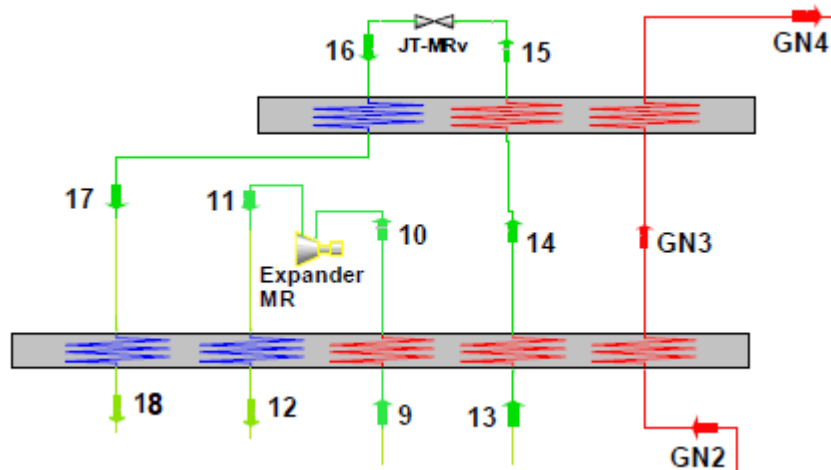
$$\Rightarrow W_{comp3} = 8,549 \cdot 10^7 \text{ (kj/hr)} = 2,37 \cdot 10^4 \text{ (kW)}$$



III.1.1.C- Calcul de la puissance frigorifique développée par la boucle MR

La puissance frigorifique développée par la boucle MR est le froid produit par le MR. Une partie de cette puissance sera consommée par le MR lui-même pour s'auto-refroidir, tandis que l'autre partie servira à refroidir le GN et produire ainsi du GNL. La puissance frigorifique est calculée comme suit :

Fig.III.6- Puissance frigorifique au niveau des échangeurs MCHÉ-1 & 2



$$(Q_f)_{Total\ développée\ par\ la\ boucle\ MR} = m_{MRvap} \times (h_{18} - h_{16}) + m_{MRliq} \times (h_{12} - h_{11})$$

$$\Rightarrow (Q_f)_{Total\ développée\ par\ la\ boucle\ MR} = 2,307 \cdot 10^5 \times (-3567 + 4192) + 1,126 \cdot 10^6 \times (-3198 + 3809)$$

$$\Rightarrow (Q_f)_{Total\ développée\ par\ la\ boucle\ MR} = 8,322 \cdot 10^8 \text{ (kj/hr)}$$

La puissance frigorifique consommée pour produire du GNL peut être calculée comme suit :

$$(Q_f)_{consommée\ par\ le\ GN} = m_{GN} \times (h_{GN4} - h_{GN2}) = 7.1 \cdot 10^5 \times |-5240 + 4675|$$

$$\Rightarrow (Q_f)_{consommée\ par\ le\ GN} = 4,012 \cdot 10^8 \text{ (kj/hr)}$$

Cette puissance peut également être exprimée en pourcentage (%) de consommation de la puissance frigorifique totale :

$$\% (Q_f)_{\text{consommée par le GN}} = \frac{4,012 \cdot 10^8}{8,322 \cdot 10^8} \times 100 \Rightarrow \boxed{\% (Q_f)_{\text{consommée par le GN}} = 48,2 \%}$$

La puissance frigorifique consommée par le MR lui-même peut être déduite comme suit :

$$\begin{aligned} (Q_f)_{\text{Total développée par la boucle MR}} &= (Q_f)_{\text{consommée par le MR}} + (Q_f)_{\text{consommée par le GN}} \\ \Rightarrow (Q_f)_{\text{consommée par le MR}} &= (Q_f)_{\text{Total développée par la boucle MR}} - (Q_f)_{\text{consommée par le GN}} \\ \Rightarrow (Q_f)_{\text{consommée par le MR}} &= 8,322 \cdot 10^8 - 4,012 \cdot 10^8 \\ \Rightarrow \boxed{(Q_f)_{\text{consommée par le MR}} = 4,31 \cdot 10^8 \text{ (kj/hr)}} \\ \text{soit} \quad \boxed{\% (Q_f)_{\text{consommée par le MR}} = 51,8 \%} \end{aligned}$$

De ces derniers bilans, nous constatons que 51,8% de la puissance frigorifique produite par le cycle est consommé par le MR lui-même pour s'auto-refroidir et seulement 48,2% sera utilisée pour produire du GNL.

III.1.1.d- Calcul du coefficient de performance (COP) de la boucle MR

Le coefficient de performance (COP) est défini comme étant le rapport de la puissance frigorifique sur la puissance de compression. A noter que, uniquement la puissance frigorifique utile est considérée c.à.d. celle qui a servi à produire du GNL. De ce fait, l'expression du COP s'écrit comme suit :

$$\begin{aligned} (Q_f)_{\text{Total développée par la boucle MR}} &= (Q_f)_{\text{consommée par le MR}} + (Q_f)_{\text{consommée par le GN}} \\ \Rightarrow COP &= \frac{(Q_f)_{\text{consommée par GN}}}{W_{\text{comp1}} + W_{\text{comp2}} + W_{\text{comp3}}} = \frac{4,012 \cdot 10^8}{(2,293 + 1,167 + 0,8549) \cdot 10^8} \\ &\Rightarrow \boxed{COP = 0,93} \end{aligned}$$

III.1.1.e- Calcul du rendement de la boucle MR

Le rendement d'une boucle frigorifique (η) est défini comme étant le rapport du COP du cycle sur le COP du cycle parfait de Carnot :

$$\eta = \frac{COP_{cycle}}{COP_{Carnot}}$$

L'expression du COP du cycle de Carnot est la suivante :

$$COP = \frac{T_f}{T_c - T_f}$$

Où : T_c est la température du milieu chaud dans lequel le cycle MR éjecte de la chaleur après compression. Dans notre cas cette température est offerte par le propane, car en effet après compression, le MR est refroidi au final par du propane basse pression (C3 BP) qui offre une température de $T_c = -33^\circ\text{C}$. Quant à la température T_f , elle représente la température froide obtenue par le procédé et qui, dans notre cas, est la température après refroidissement par le MR vapeur $T_f = -145.1^\circ\text{C}$.

Nous pouvons donc déduire le COP du cycle de Carnot :

$$COP_{Carnot} = \frac{T_f}{T_c - T_f} = \frac{(-145.1 + 273,15)}{(-33 + 273,15) - (-145.1 + 273,15)}$$
$$\Rightarrow \boxed{COP_{Carnot} = 1.14}$$

Le rendement peut être donc calculé comme suit :

$$\% \eta = \frac{COP_{cycle}}{COP_{Carnot}} \times 100 = \frac{0.93}{1.05} \times 100$$
$$\Rightarrow \boxed{\% \eta = 81,42\%}$$

III.1.2- Bilan et performance de la boucle propane

Le réseau propane assure le refroidissement du circuit de gaz d'alimentation, du circuit du multi-réfrigérant et du système de séparation des fractions légères. La réfrigération est assurée par l'évaporation du propane. Les vapeurs récupérées sont aspirées par le compresseur propane. Après la compression, une majeure partie de la chaleur produite est évacuée par l'eau de mer qui continue à refroidir le propane jusqu'à la condensation.

Afin de mieux comprendre les méthodes d'évaluation des cycles frigorifiques, nous proposons d'étudier un cycle de refroidissement du gaz naturel utilisant du propane comme réfrigérant avec un seul étage de réfrigération. La figure (III.7) ci-dessous illustre ce procédé.

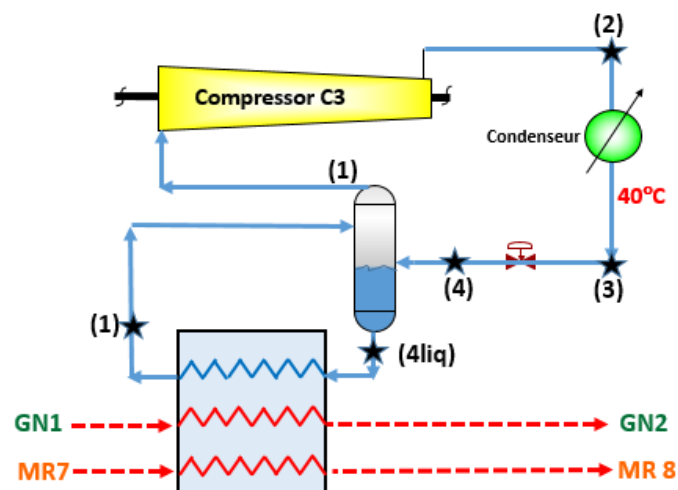


Fig.III.7- Schéma descriptif de la boucle propane à un étage de réfrigération.

En se référant à la figure III.7, une description détaillée du système est présentée ci-dessous :

- ✓ **Du point (2) à (3) :** La vapeur surchauffée du réfrigérant refoulée par le compresseur au point (2) passe par un condenseur (eau ou air) où elle sort (au point 3) à l'état de liquide saturé.
- ✓ **Du point (3) au (4) :** Le fluide est détendu à travers une vanne J-T.
- ✓ **Du point (4) aux (4liq) et (1) :** Dans un séparateur, les phases liquide et vapeur du réfrigérant après détente sont séparées.
- ✓ **Du point (4liq) au (1) :** le débit total du liquide traverse l'évaporateur et sort au point (1) à l'état de vapeur saturée
- ✓ **Du point (1) au (2) :** La vapeur saturée sortant du ballon est comprimée jusqu'à la pression (P2)

Les valeurs des enthalpies du propane aux différents états du cycle frigorifique sont obtenues à l'aide du diagramme de Mollier pour le propane pur. Les pertes de charge dans l'installation sont négligeables et un rendement de 75% est choisi pour le compresseur.

III.1.2.a- Représentation du cycle propane sur le diagramme de Mollier

Les étapes à suivre pour construire le cycle propane sur le diagramme de Mollier sont :

- La pression de refoulement est choisie de telle sorte à pouvoir condenser le réfrigérant à la température de sortie du condenseur est qui est de **40°C**. En positionnant le point (3) « T=40°C et x = 0 (liquide saturé) » sur le diagramme PH, la pression indiquée à ce point est **P₃= 13 Bar**
- La condensation étant à pression constante, par conséquent la pression de refoulement au compresseur est la même qu'à la sortie du condenseur (**P₃ = P₂ = 13 bar**).
- Par crainte d'une contamination de la boucle propane par l'air (oxygène) en cas de fuite dans le circuit, la pression de détente (BP) est choisie légèrement supérieure à la pression atmosphérique, soit une valeur de 1,2 bar (**P₄ = P_{4liq} = P₁ = 1,2 bar**).
- La détente (3 → 4) est une transformation isenthalpique. L'intersection de l'isenthalpe (3→4) avec l'isobare (P₄ = 1,2 bar) indique la position du point (4) sur le diagramme PH. Ainsi, la température indiquée à ce point est de **T₄ = T_{4liq} = T₁ = -38 °C**. Le titre massique vapeur au point (4) est aussi indiqué sur le diagramme et vaut **x = 0,47**.

Nous disposons maintenant des données nécessaires pour permettre de tracer le cycle propane sur le diagramme de Mollier (voir fig.III.8) et relever ainsi, les paramètres (pression, température, enthalpie et titre massique) aux différents états. Ces paramètres sont rapportés sur le tableau III.4.

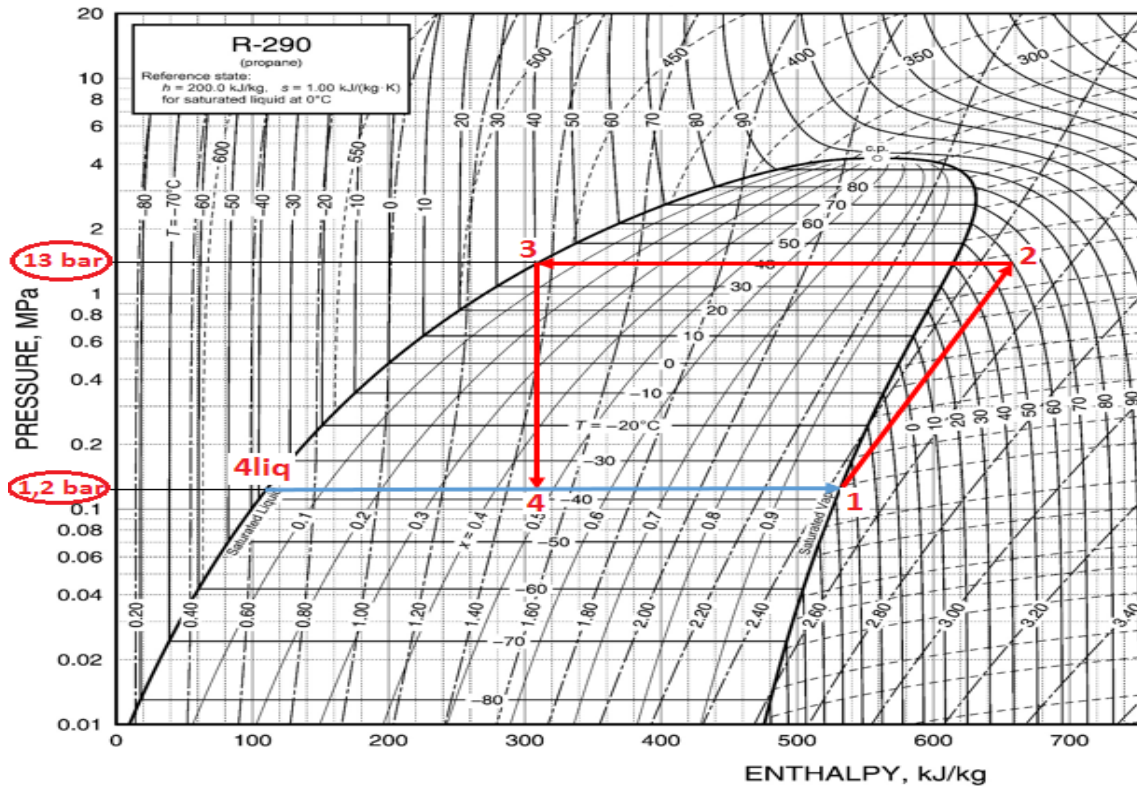


Fig.III.8- Représentation du cycle propane à un étage de réfrigération sur le diagramme de Mollier.

Tableau III.4 : Paramètres de marche de la boucle propane

	Points	T (°C)	P (bar)	H (kJ/kg)	Débit (Kg/hr)
Propane	1	-38	1,2	535	A déterminer
	2	60	13	660	
	3	40	13	310	
	4	-38	1,2	310	
	4liq	-38	1,2	110	
MR total	7	35	59.02	-3226	1,357 . 10 ⁶
	8	-34	57.72	-3569	
Gaz naturel	GN1	40	72.20	-4454	7,1 . 10 ⁵
	GN2	-33	72.20	-4675	

III.1.2.b- Calcul du débit de propane nécessaire à ce cycle

Bilan énergétique Evaporateur (entrée = sortie)

$$\begin{aligned}
 m_{liq} h_{4liq} + \dot{m}_{GN} h_{GN1} + \dot{m}_{MR} h_7 \\
 &= m_{liq} h_1 + \dot{m}_{GN} h_{GN2} + \dot{m}_{MR} h_8 \\
 \Rightarrow m_{liq} &= \frac{\dot{m}_{GN} (h_{GN1} - h_{GN2}) + \dot{m}_{MR} (h_7 - h_8)}{(h_1 - h_{4liq})}
 \end{aligned}$$

$$\Rightarrow m_{liq} = \frac{7,1 \cdot 10^5 (-4454 + 4675) + 1,357 \cdot 10^6 (-3226 + 3569)}{(535 - 110)}$$

$$\boxed{m_{liq} = 4,79 \cdot 10^6 \text{ kg/h}}$$

$$m_T = \frac{m_{liq}}{(1 - x)} = \frac{4,79 \cdot 10^6}{(1 - 0,47)} \Rightarrow \boxed{m_T = 9,03 \cdot 10^6 \text{ kg/h}}$$

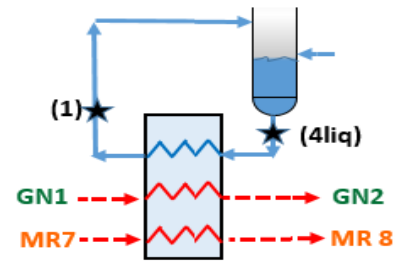


Fig.III.9- Bilan échangeur C3/MR&GN

III.1.2.C- La puissance frigorifique de ce cycle.

$$\begin{aligned}
 Q_f = (Q_f)_{evap} &= m_{liq} (h_1 - h_{4liq}) = 4,79 \cdot 10^6 (535 - 110) \\
 \Rightarrow \boxed{Q_f} &= \boxed{2.035 \cdot 10^9 \text{ kJ/h}}
 \end{aligned}$$

III.1.2.d- La puissance de compression requise pour ce cycle.

$$\begin{aligned}
 W_{comp} &= \frac{m_T (h_2 - h_1)}{\eta} = \frac{9,03 \cdot 10^6 (660 - 535)}{0,75} \\
 \Rightarrow \boxed{W_{comp}} &= \boxed{1.505 \cdot 10^9 \text{ kJ/h}}
 \end{aligned}$$

III.1.2.e- Calcul du COP

$$COP = \frac{Q_f}{W_{comp}} = 1,35$$

III.1.2.f- Calcul du COP de Carnot pour ce cycle.

$$COP_{carnot} = \frac{T_f}{T_c - T_f} = \frac{-33 + 273,15}{(40 + 273,15) - (-33 + 273,15)} = 3,29$$

III.1.2.e- Rendement de ce cycle

$$\eta = \frac{COP}{COP_{carnot}} = 41,03 \%$$

III.2- Simulation et Etude des performances de la boucle propane

Des systèmes de réfrigération utilisant une, deux, trois, ou quatre étapes de détente ont été avec succès utilisés dans divers domaines. Le nombre de niveaux de réfrigération dépend généralement du nombre d'étapes de compression exigées, de charges thermiques inter-étages, des études économiques, et du type de compression utilisé.

Un exemple typique d'une boucle propane à quatre étages est présenté sur la figure III.10.

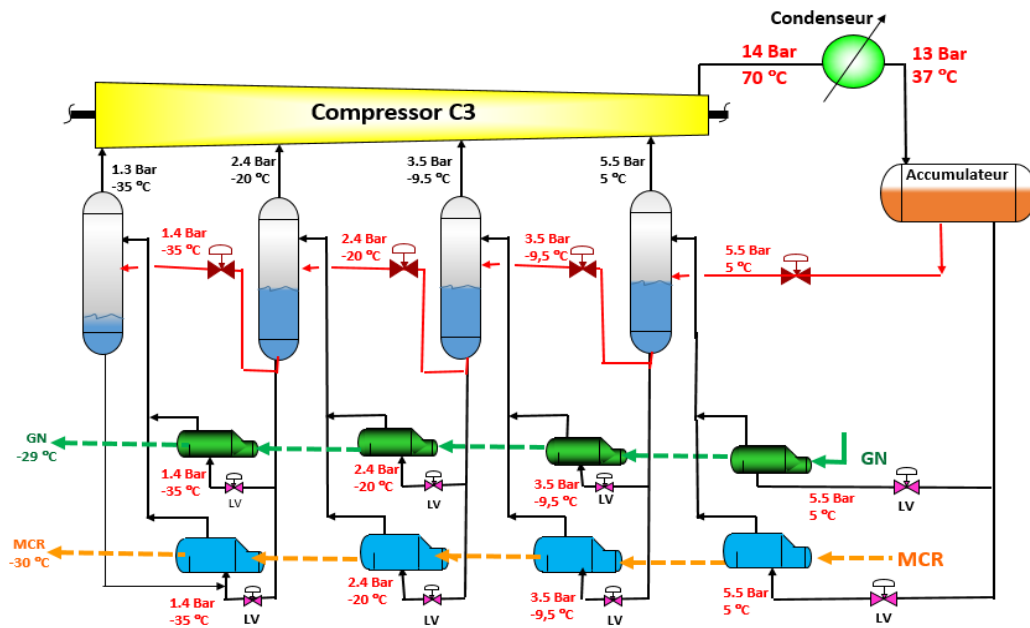


Fig.III.10- Exemple d'une boucle propane à quatre étages (complexe GL2Z) [3].

Nous proposons dans cette section d'étudier, par simulation sur HYSYS, les performances de la boucle propane multi-étage de réfrigération. L'effet du nombre d'étage ainsi que le choix des pressions intermédiaires sur ces performances seront mis en évidence et discutés. Les performances sur les quels est centrée cette étude sont :

- Débit propane nécessaire,
- Puissance de compression,
- Coefficient de performance,
- Rendement.

Le modèle construit sur HYSYS est présenté sur la figure III.11 et les paramètres du circuit MR et GN considérés ainsi que les paramètres de la boucle propane maintenues fixes sont rapportés respectivement sur les tableaux III.5 et 6.

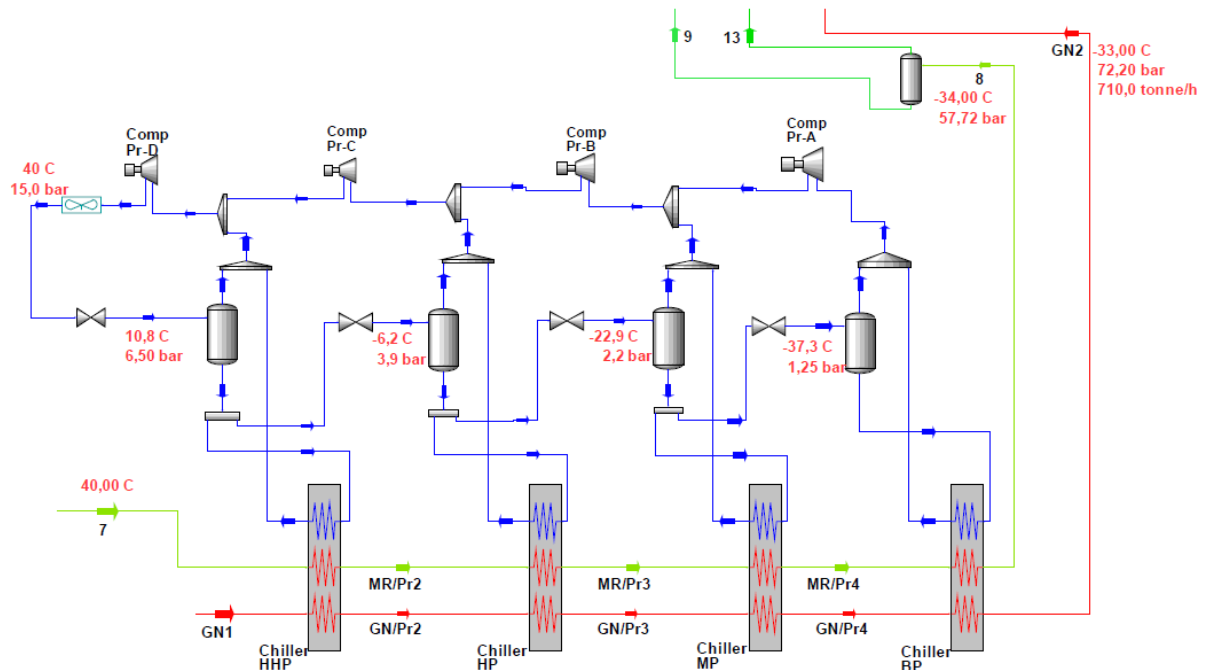


Fig.III.11- Modelé HYSYS utilisé pour la simulation de la boucle propane à quatre étages.

Tableau III.5 : Paramètres du circuit MR et GN considérés dans l'étude de la boucle propane

	Points	T (°C)	P (bar)	Débit (Kg/hr)
MR total	7	35	59.02	1,281 . 10 ⁶
	8	-34	57.72	
Gaz naturel	GN1	40	72.20	7,1 . 10 ⁵
	GN2	-33	72.20	

Tableau III.6 : Paramètres fixes de la boucle propane

Température sortie condenseur	40°C
Pression refoulement compresseur	15 bar
Pression de détente finale	1,25°C
Puissance frigorifique Totale	6,211 . 10 ⁸ (Kj/h)

Remarque : La puissance frigorifique est fixe car le fait de fixer les conditions de débit, température entrée et sortie échangeur du flux MR et GN, nous avons par conséquent fixer les besoins en frigories du procédé.

III.2.1- Etude de l'effet du nombre d'étage sur les performances de la boucle propane

Le nombre d'étage de réfrigération étudiés varieront de : **01 à 06 étages**. Les pressions intermédiaires sont choisies de tel sorte à avoir des taux de compression constants :

- **Pression intermédiaire HP pour un cycle à deux étage :**

$$\tau = \frac{P_r}{P_{HP}} = \frac{P_{HP}}{P_{BP}} \quad \Rightarrow P_{HP} = \sqrt{P_r \times P_{BP}} = \sqrt{15 \times 1,25} = 4,33 \text{ bar}$$

- **Pressions intermédiaires (HP et MP) pour un cycle à trois étages :**

$$\left(\frac{P_r}{P_{BP}}\right) = \frac{P_r}{P_{HP}} \times \frac{P_{HP}}{P_{MP}} \times \frac{P_{MP}}{P_{BP}} = (\tau)^3 \quad \Rightarrow \quad \tau = \sqrt[3]{\frac{P_r}{P_{BP}}} = \sqrt[3]{\frac{15}{1,25}} = 2,29$$

$$\checkmark \frac{P_r}{P_{HP}} = \tau \quad \Rightarrow \quad P_{HP} = \frac{P_r}{\tau} = \frac{15}{2,29} = 6,55 \text{ bars}$$

$$\checkmark \frac{P_{MP}}{P_{BP}} = \tau \quad \Rightarrow \quad P_{MP} = P_{BP} \times \tau = 1,25 \times 2,29 = 2,86 \text{ bars}$$

- **Pressions intermédiaires (HHP, HP et MP) pour un cycle à quatre (04) étages :**

$$\left(\frac{P_r}{P_{BP}}\right) = (\tau)^4 \quad \Rightarrow \quad \tau = \sqrt[4]{\frac{P_r}{P_{BP}}} = \sqrt[4]{\frac{15}{1,25}} = 1,86$$

$$\checkmark \frac{P_r}{P_{HHP}} = \tau \quad \Rightarrow \quad P_{HHP} = \frac{P_r}{\tau} = \frac{15}{1,86} = 8,06 \text{ bar}$$

$$\checkmark \frac{P_{HHP}}{P_{HP}} = \tau \quad \Rightarrow \quad P_{HP} = \frac{P_{HHP}}{\tau} = \frac{8,06}{1,86} = 4,34 \text{ bar}$$

$$\checkmark \frac{P_{MP}}{P_{BP}} = \tau \quad \Rightarrow \quad P_{MP} = P_{BP} \times \tau = 1,25 \times 1,86 = 2,32 \text{ bar}$$

- **Pressions intermédiaires (HHP1, HHP2, HP et MP) pour un cycle à cinq (05) étages :**

$$\left(\frac{P_r}{P_{BP}}\right) = (\tau)^5 \quad \Rightarrow \quad \tau = \sqrt[5]{\frac{P_r}{P_{BP}}} = \sqrt[5]{\frac{15}{1,25}} = 1,64$$

$$\checkmark P_{HHP1} = 9,12 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{HHP2} = 5,55 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{HP} = 3,78 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{MP} = 2,05 \text{ bar}$$

- **Pressions intermédiaires (HHP1, HHP2, HHP3, HP et MP) pour un cycle à six (06) étages :**

$$\left(\frac{P_r}{P_{BP}}\right) = (\tau)^6 \quad \Rightarrow \quad \tau = \sqrt[6]{\frac{P_r}{P_{BP}}} = \sqrt[6]{\frac{15}{1,25}} = 1,51$$

$$\checkmark P_{HHP1} = 9,91 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{HHP2} = 6,55 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{HHP3} = 3,33 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{HP} = 2,86 \text{ bar}$$

$$\checkmark P_{MP} = 1,89 \text{ bar}$$

Tableau III.7 : Pressions inter-étage considérées pour l'étude de l'effet du nombre d'étage.

Type de cycle	Pression (bar)						
	Refoulement	1 ^{er} étage	2 ^{ème} étage	3 ^{ème} étage	4 ^{ème} étage	5 ^{ème} étage	6 ^{ème} étage
1 étage	15	1,25					
2 étages	15	4,33	1,25				
3 étages	15	6,55	2,86	1,25			
4 étages	15	8,06	4,34	2,32	1,25		
5 étages	15	9,12	5,55	3,78	2,05	1,25	
6 étages	15	9,91	6,55	3,33	2,86	1,89	1,25

III.2.1.a- Résultats obtenus des simulations

Les résultats des simulations obtenus sont rapportés sur les tableaux III.8 et III.9.

Tableau III.8 : Niveaux de température en fonction du nombre d'étage.

Nombre d'étage	Température °C					
	1 ^{er} étage	2 ^{ème} étage	3 ^{ème} étage	4 ^{ème} étage	5 ^{ème} étage	6 ^{ème} étage
1 étage	-37,3					
2 étages	-2,9	-37,3				
3 étages	11,1	-15,5	-37,3			
4 étages	18,6	-2,8	-21,4	-37,3		
5 étages	23,3	5,3	-10,6	-24,8	-37,3	
6 étages	26,6	11,6	2,9	-15,5	-26,9	-37,3

Tableau III.9 : Performances de la boucle propane en fonction du nombre d'étage.

	Débit C3 (tonne/h)	Puiss. Compress (MW)	COP	Rendement %
1 étage	2819	122,1	1,413	42,95
2 étages	2522	76,85	2,245	68,24
3 étages	2450	66,44	2,597	78,94
4 étages	2410	60,65	2,845	86,48
5 étages	2390	57,63	2,994	91,01
6 étages	2378	55,89	3,087	93,83

Remarque : $\eta = \frac{COP}{COP_{carnot}}$ avec $COP_{carnot} = \frac{T_f}{T_c - T_f} = \frac{-33 + 273,15}{40 - (-33)} = 3.29$

III.2.1.b- Interprétation des résultats des simulations

- **Débit de propane nécessaire**

La figure (III.12) illustre la variation du débit de propane nécessaire au fonctionnement de la boucle propane en fonction du nombre d'étage du cycle utilisé. Cette figure montre qu'une augmentation du nombre d'étage de réfrigération conduit à une réduction du débit de propane nécessaire. En effet, en prenant le débit du cycle mono-étage comme référence (soit 2819 tonne/h référence 100%), une réduction de **-10,5%** est notée pour le cycle à deux étage (soit 2522 tonne/h). De même, lorsque le nombre d'étage augmente, des réductions supplémentaires de **-2,6%**, **-1,4%**, **-0,7%** et **-0,4%** sont notées respectivement pour les cycles à **03, 04, 05** et **06** étages de réfrigération.

De ce fait, il est à noter que cette décroissance du débit en fonction du nombre d'étage est une fonction décroissante-exponentielle (non-linéaire) et nous constatons un **taux de décroissance moins important** du débit pour les cycles à **05 et 06** étages.

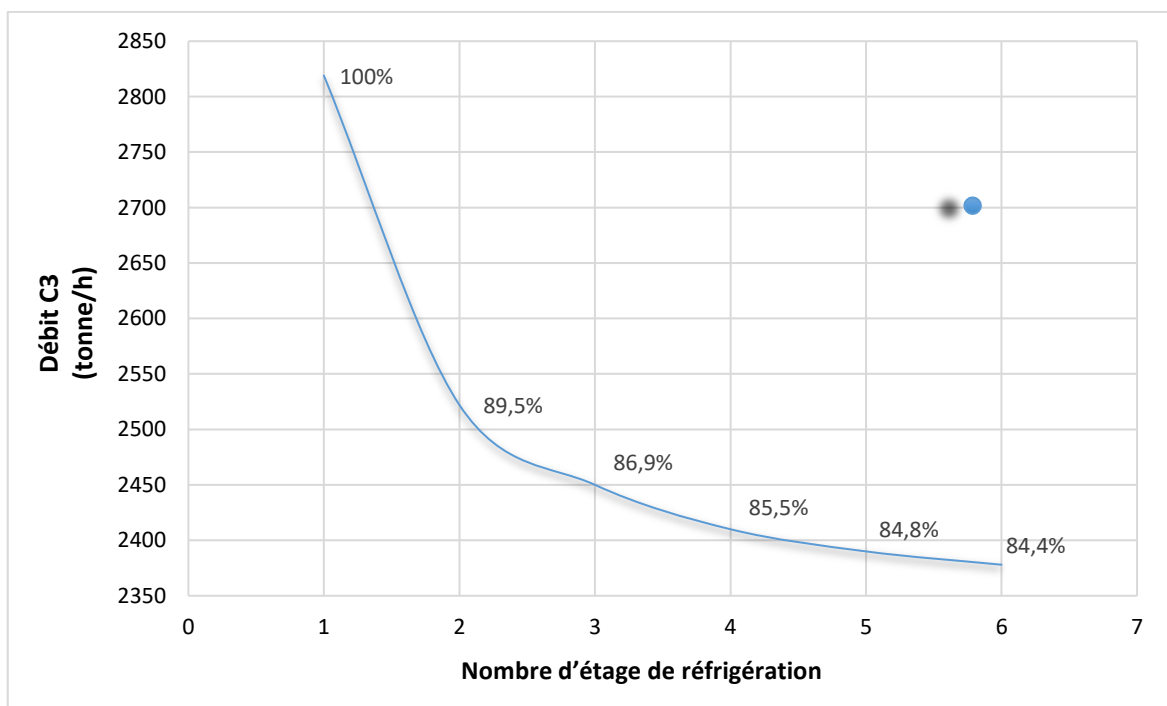
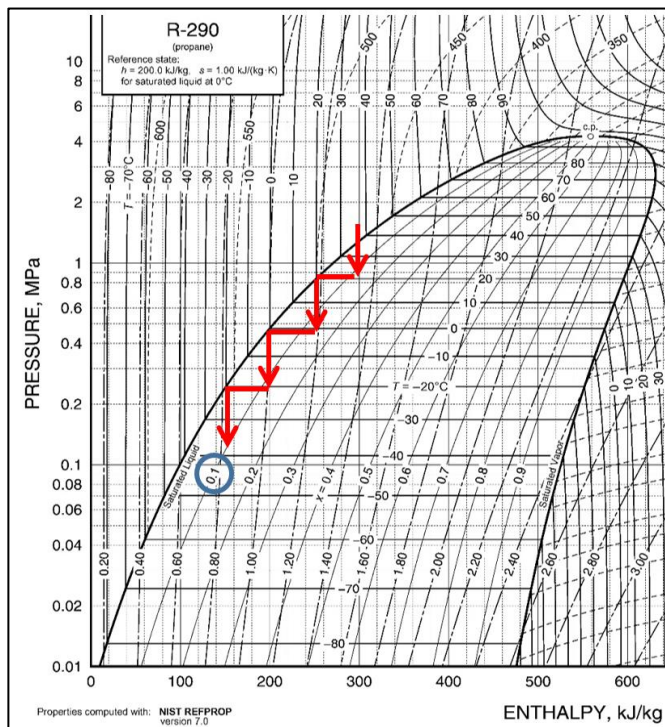
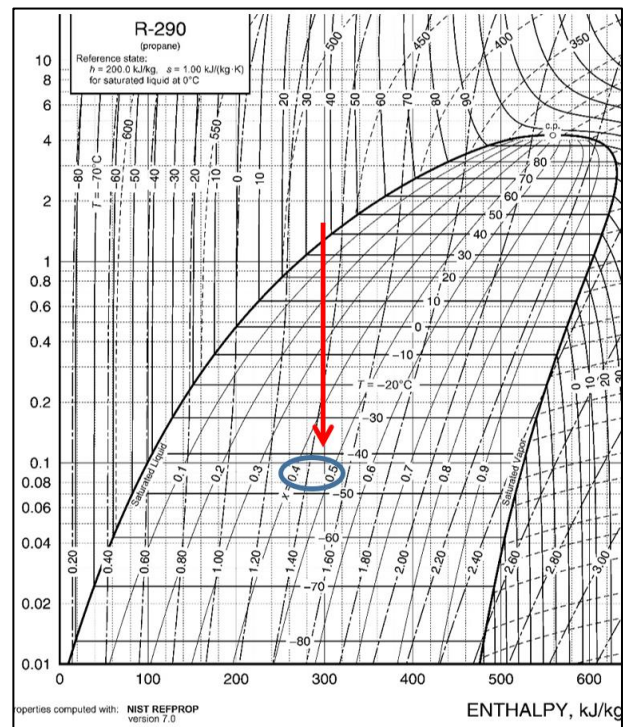


Fig.III.12- Evolution du débit du propane en fonction du nombre d'étage de réfrigération

Nous rappelons que le besoin en puissance frigorifique que doit développer la boucle propane est fixe (c.à.d. refroidissement d'une charge constante de GN et MR d'une température de 40°C à une température de -33°C). Ainsi, notre étude montre que l'utilisation d'un cycle multi-étage de réfrigération permet de produire cette même puissance frigorifique mais avec un débit propane réduit. Autrement dit, la production frigorifique par kilogramme (kg) de fluide est plus importante. Cette réduction du débit nécessaire peut être attribuée à une quantité plus importante de liquide froide produite après détente (fraction vapeur réduit) lorsque la détente est effectuée par plusieurs paliers de pression, tel que montré sur la figure III.13.



(a) Titre vapeur pour un cycle à 04 étages de détente.



(b) Titre vapeur pour un cycle mono-étage de détente.

Fig.III.13- Représentation de la phase détente sur le diagramme de Mollier (P-H) des cycles à 04 étages et mono-étage de réfrigération.

- **Puissance de compression requise**

La figure (III.14) illustre l'évolution de la puissance de compression rapportée dans le tableau (III.9) en fonction de nombre d'étage. La courbe suit la même tendance observée sur la courbe d'évolution du débit (fig. III.12), à savoir une réduction de la puissance de compression requise par la boucle avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération, atteignant une valeur de 55,89 (MW) pour un cycle à 06 étages contre 122,1 MW pour un cycle mono-étage.

Cependant, le taux de décroissance de la puissance requise est bien plus supérieur à celui du débit. En effet, nous notons une réduction de près de -50% de la puissance de compression pour le cycle à 04 étages de réfrigération (soit la moitié de celle du mono-étage). Aussi, la réduction de la puissance de compression est moins importante pour les cycles à 05 et 06 étages en comparaison par rapport au cycle à 04 égale.

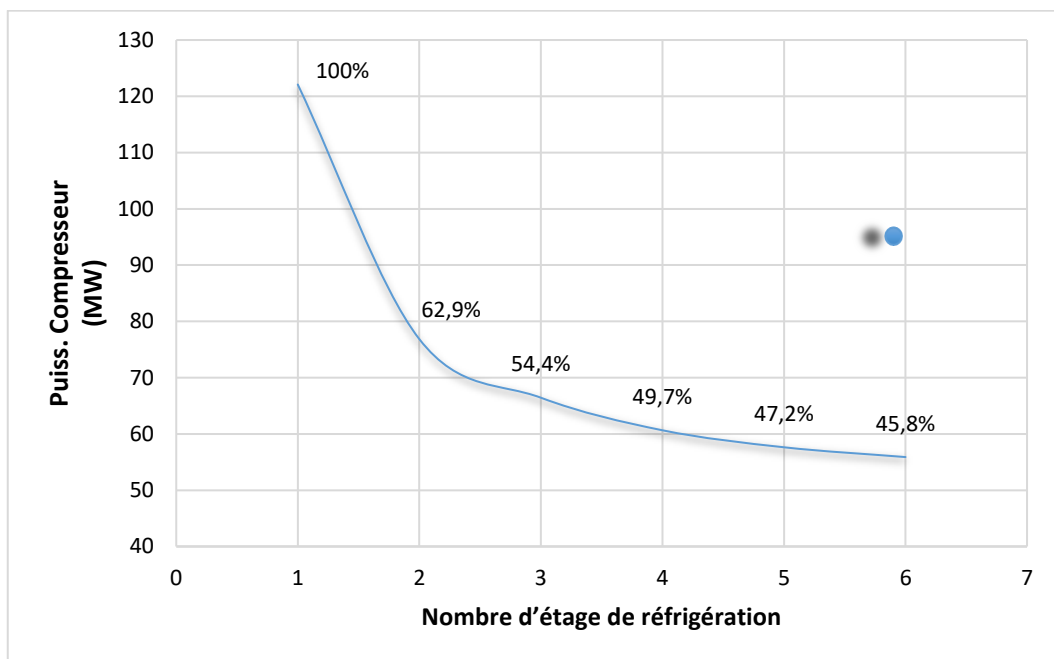


Fig.III.14- Evolution de la puissance de compression en fonction du nombre d'étages de réfrigération

Cette réduction de la puissance de compression requise par le cycle est due pour deux principales raisons :

- La première raison est la réduction du débit propane à compresser.
- La seconde raison est que les vapeurs issues des détentes sont évacués (aspirés) à haute pression (HHP, HP et MP) vers compresseur pour être compresser à 15 bars au lieu de comprimer la totalité des vapeurs de 1,25 bars jusqu'à 15 bars (tel était le cas pour le cycle mono-étage), ce qui réduit considérablement le travail du compresseur.

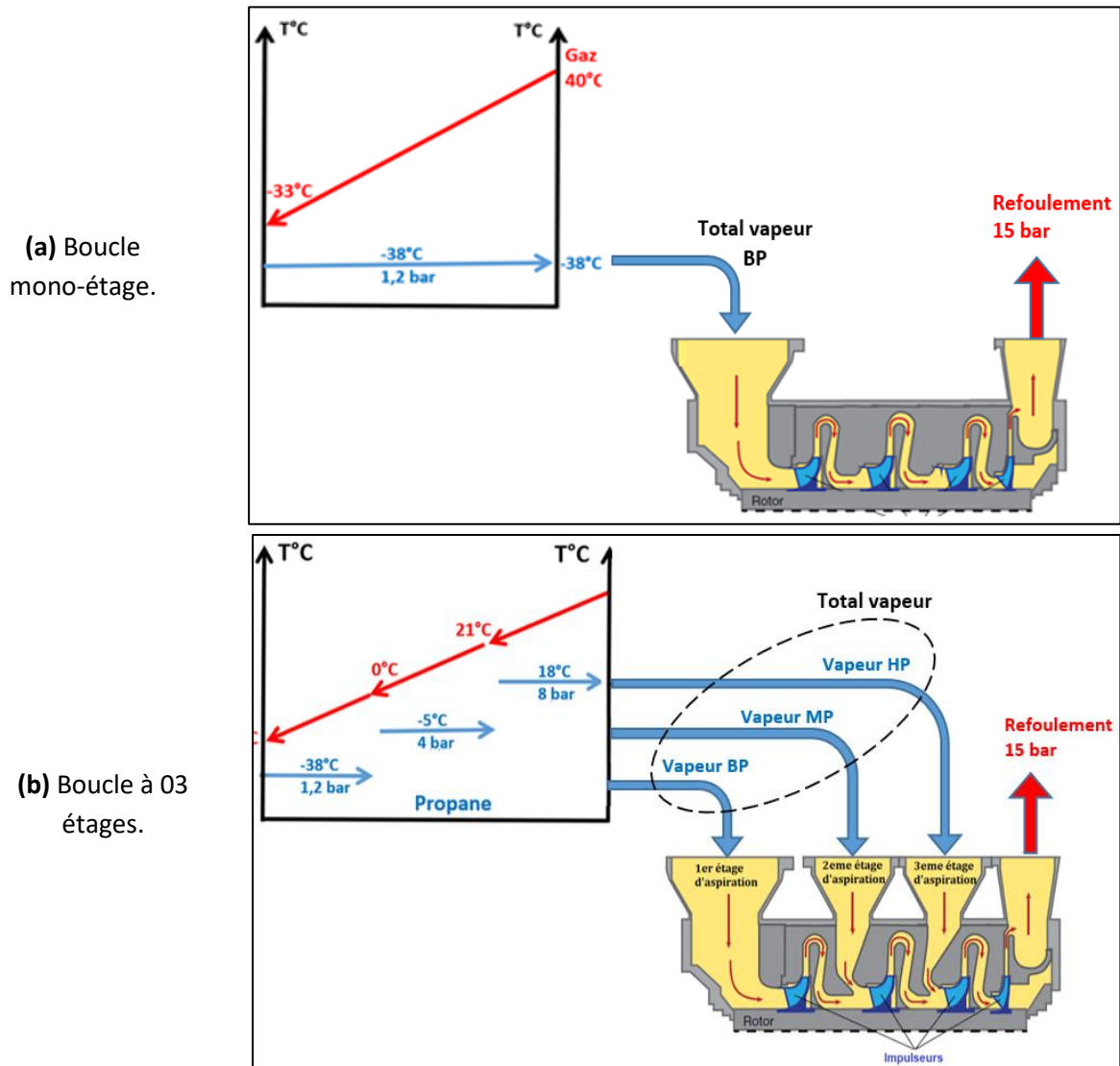


Fig.III.15- Travail de compression dans le cas d'une boucle propane mono-étage et à 03 étages [3].

• **Rendement de la boucle propane**

Les figures (III.16. a & b) représentent respectivement l'évolution du coefficient de performance (COP) et le rendement de la boucle propane (%) en fonction de nombres d'étages de réfrigération utilisés. Ces résultats montrent que l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération améliore le coefficient de performance du procédé. Nous notons un COP de 3,087 pour le cycle à six (06) étages contre un COP de 1,413 pour un cycle mono-étage. La courbe représentative du rendement (fig.III.6.b) suit la même tendance que celle du COP, étant donné que le COP_{carnot} est constant pour tous les cycles considérés. Ainsi, nous notons un rendement de 93,83 % pour le cycle à six (06) étages contre 42,95 % pour un cycle mono-étage.

Sachant que tous les cycles considérés développent une puissance frigorifique constante, cette amélioration du rendement et COP du procédé avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération utilisé est principalement due à la réduction de la puissance de compression en raison de la réduction du débit de propane et du travail de compression évoqués précédemment.

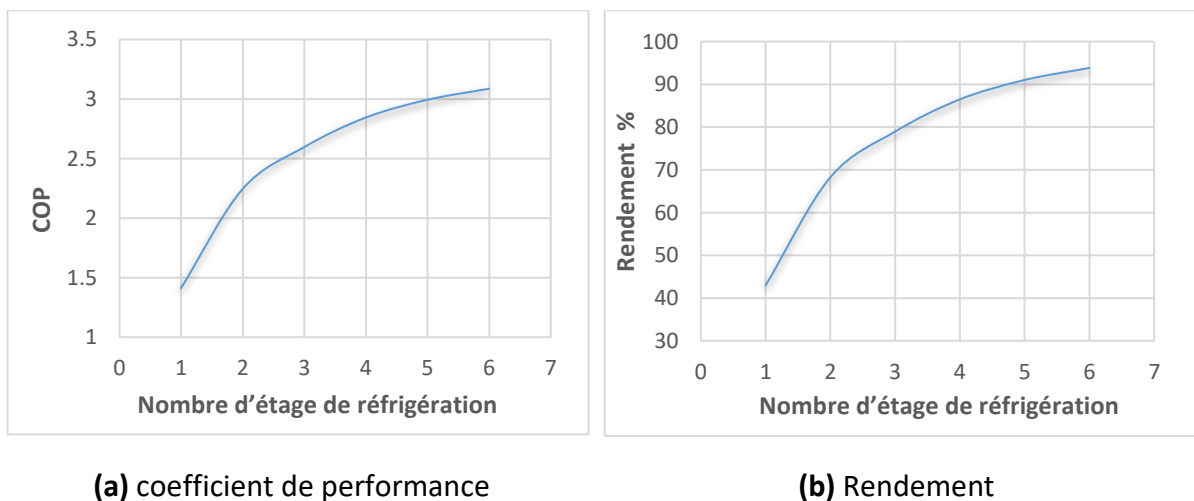


Fig.III.16- Variation de coefficient de performance et du rendement en fonction du nombre d'étages

Il est à noter également que l'amélioration du rendement et COP est moins importante pour les cycles à 5 et 6 étages en comparaison par rapport à celui de 04 étages. En effet, dans l'industrie pétrolière et gazière, les boucles propane utilisés comportent de trois (03) à quatre

(04) étages au maximum. Nous donnons l'exemple des complexes de liquéfaction du gaz GNL (GL1Z avec 03 étages, GL2Z avec 04 étages, GL3Z avec deux boucles propane dont l'une principale à 04 étage et une secondaire à 03 étages). En effet, l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération implique l'augmentation du nombre d'équipements utilisés (ballon de séparation/aspiration compresseur, évaporateur « chiller C3/Gaz et schiller C3/MR », un design compliqué du compresseur « multi-aspiration », encombrement de l'installation...). De ce fait, une étude économique montre un compromis entre le gain énergétique de l'utilisation d'une boucle multi-étage et les coûts d'une installation pareille. Ainsi, l'utilisation d'une boucle de 03 à 04 étages de réfrigération est une solution optimale qui offre un meilleur rendement avec des coûts de réalisation raisonnable.

III.2.2- Etude de l'effet du choix des pressions inter-étage sur les performances de la boucle propane

Pour étudier l'effet du choix des pressions intermédiaires (HHP, HP et MP) sur les performances de la boucle propane multi-étage, le cycle à **quatre (04) étages** est considéré. Nous proposons six (06) cas d'étude (**cas A, B, C, D, E et F**) et dont les niveaux de pression sont obtenus respectivement : taux de compression égaux, design GL3Z, design GL2Z, et enfin un choix aléatoire pour les trois autres cas restants. Ces niveaux de pression sont résumés sur le tableau III.10.

Tableau III.10 : Pressions inter-étage considérées pour le cycle à quatre (04) étages.

	Pression (bar)				
	Refoulement	HHP	HP	MP	BP
Cas A « taux = Cst »	15	8,06	4,34	2,32	1,25
Cas B « Design GL3Z »	15	6,5	3,9	2,2	1,25
Cas C « Design GL2Z »	15	5,5	3,5	2,4	1,25
Cas D	15	7	5	3	1,25
Cas E	15	9	6	4	1,25
Cas F	15	10	7	4	1,25

III.2.2.a- Résultats obtenus des simulations :

Les résultats obtenus par simulation sont rapportés sur les tableaux III.11 et III.12.

Tableau III.11 : Niveaux de température pour chaque cas.

Nombre d'étage	Température °C			
	1 ^{er} étage	2 ^{ème} étage	3 ^{ème} étage	4 ^{ème} étage
Cas A « taux = Cst »	18,6	-2,8	-21,4	-37,3
Cas B « Design GL3Z »	10,8	-6,2	-22,9	-37,3
Cas C « Design GL2Z »	5	-9,5	-20,5	-37,3
Cas D	13,4	1,8	-14,1	-37,3
Cas E	22,8	8	-5,4	-37,3
Cas F	26,9	13,4	-5,4	-37,3

Tableau III.12 : Performances de la boucle propane pour différent pressions inter-étages.

	Débit C3 (tonne/h)	Puiss. Compress (MW)	COP	Rendement %
Cas A « taux = Cst »	2410	60,65	2,845	86,48
Cas B « Design GL3Z »	2417	61,30	2,815	85,56
Cas C « Design GL2Z »	2429	62,75	2,75	83,59
Cas D	2417	61,77	2,79	84,80
Cas E	2427	64,23	2,687	81,67
Cas F	2432	64,96	2,656	80,07

Ces résultats montrent que le choix de la pression intermédiaire des étages de réfrigération affecte également les paramètres de marche et les performances de la boucle propane (température, débit et puissance de compression).

III.2.2.b- Interprétation des résultats des simulations

- **Débit de propane nécessaire**

L'influence du choix des pressions intermédiaires sur le débit de propane nécessaire (rapporté sur le tableau III.12) est représentée en histogramme sur la figure III.17. Les résultats montrent qu'un débit minimum est obtenu pour le cas « A » où les pressions intermédiaires sont choisies pour des taux de compression inter-étage constant, soit un débit de 2410 (tonne/h). Cependant, en considérant le cas « A » comme un cas de référence (100%), la variation du débit n'est pas aussi importante et les augmentations constatées ne dépassent pas les +1% (soit +0,9% obtenue pour le cas F).

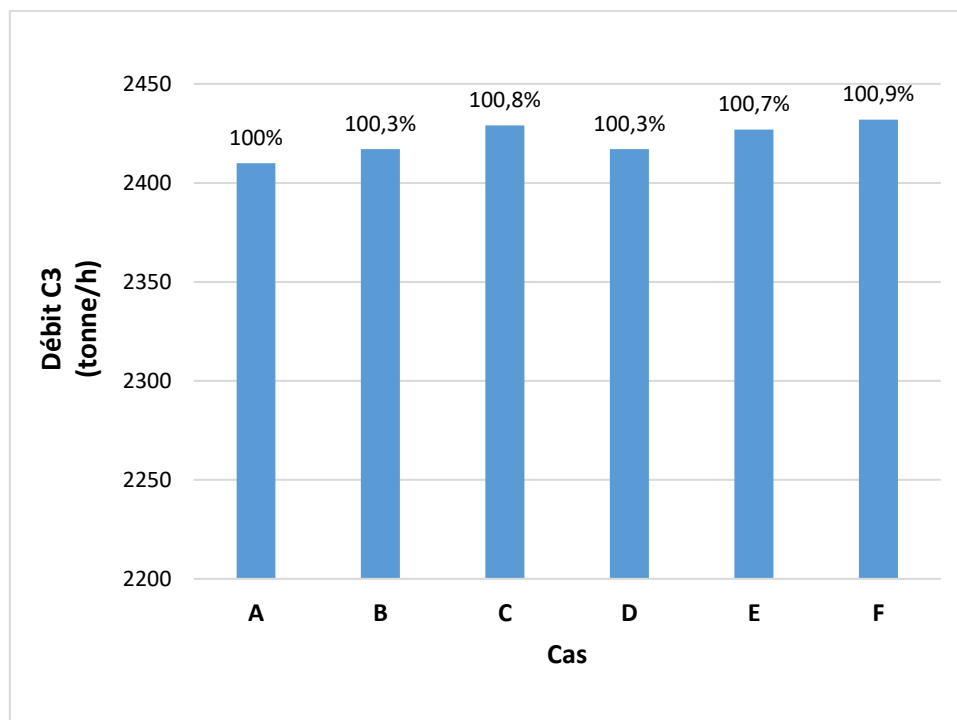


Fig.III.17- Variation du débit du propane en fonction du choix des pressions inter-étages.

- **Puissance de compression requise**

La figure (III.18) illustre la variation de la puissance de compression en fonction du choix des pressions inter-étages. Ces résultats montrent parfaitement que la puissance de compression requise est minimale lorsque les taux de compression inter-étages sont constant, soit 60,65 MW pour le cas « A » contre 64,96 MW pour la cas « F ». Il est à noter aussi, contrairement au débit, la variation du débit est importante si le choix des pressions n'est pas soigneusement choisi, à savoir nous observons une augmentation de +7,1% de la puissance requise dans le cas « F » par rapport au cas « A ».

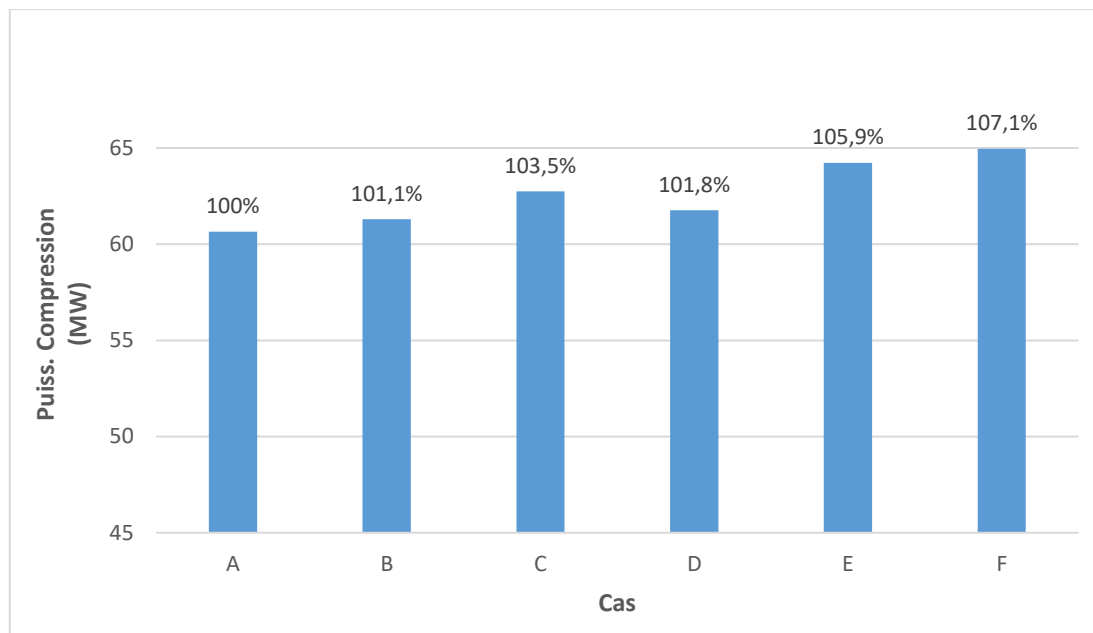


Fig.III.18- Variation de la puissance de compression en fonction du choix des pressions inter-étages.

- **Rendement de la boucle propane**

L'influence du choix des pressions inter-étage sur le coefficient de performance et rendement de la boucle est mise en évidence sur la figure III.19.

Ces résultats montrent un rendement et un COP maximal lorsque les taux de compression inter-étages sont égaux. En effet, nous constatons un rendement de 86,48 % (COP= 2,845) pour le cas « A » contre 80,07 % (COP= 2,656) pour le cas « F » soit un écart de 6,41%. Ces résultats concordent avec ceux de la puissance de compression puisque ces deux paramètres (rendement et puissance de compression) sont inversement proportionnels.

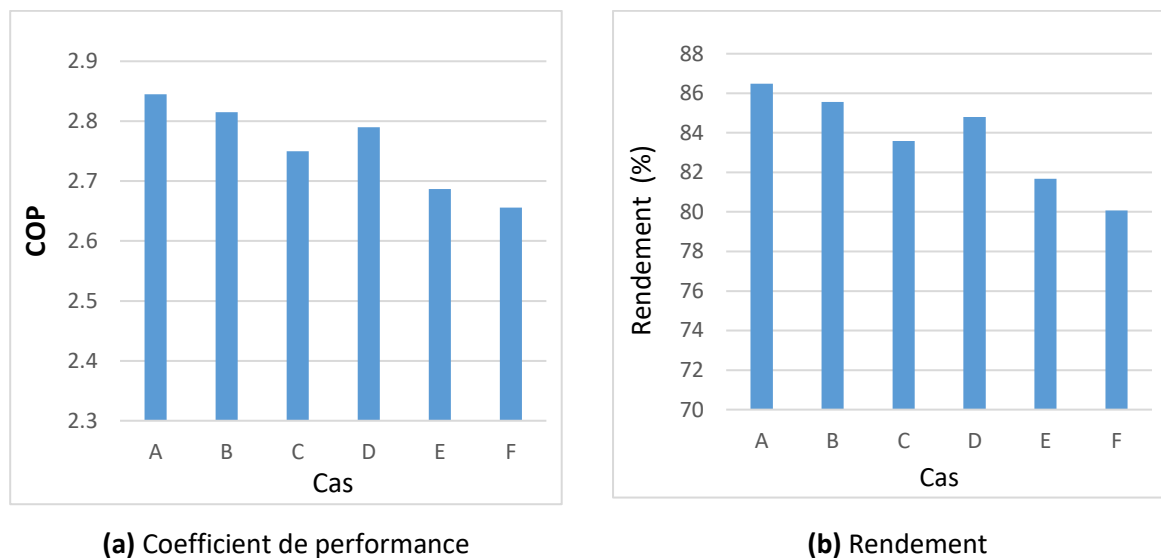


Fig.III.19- Variation du coefficient de performance et rendement en fonction du choix des pressions inter-étages.

Conclusion

Nous avons dans cette étude, évalué par des bilans énergétiques, les paramètres de fonctionnement des boucle MR et propane et discuté les performances du procédé APCI. Aussi, nous avons mené une étude sur les performances de la boucle propane multi-étage de réfrigération par simulation sur le logiciel ASPEN HYSYS. Les performances sur les quels est centrée cette étude sont le débit propane nécessaire, la puissance de compression requise, le coefficient de performance COP et rendement du cycle.

L'effet du nombre d'étage sur ces performances a été mis en évidence en variant le nombre d'étage de réfrigération de un (01) à six (06) étages. Il a été montré que :

- L'utilisation d'un cycle multi-étage de réfrigération permet de produire la puissance frigorifique nécessaire mais avec un débit de propane réduit.
- L'utilisation d'un cycle multi-étage permet également de réduire la puissance de compression requise de près de 50% dans le cas d'un cycle à quatre (04) étages.
- L'augmentation du nombre d'étage de réfrigération améliore le rendement du procédé due principalement à la réduction de la puissance de compression. Cependant, cette amélioration du rendement est moins importante pour les cycles à 5 et 6 étages en comparaison par à celle du 04 étage. Sachant aussi qu'augmenter le nombre d'étage a pour inconvénient l'augmentation du nombre d'équipements utilisés avec un design compliqué et aussi un encombrement de l'installation ce qui implique des coûts d'investissement considérables. Ceci justifie le choix des boucles propane de trois (03) à quatre (04) étages au maximum par les industriels pétrolier et gazier en raison du rapport « gain énergétique » sur « coût de réalisation ».

L'effet du choix des pressions intermédiaires sur les performances de la boucle propane a également été mis en évidence. Il a été montré que la meilleure configuration, offrant une puissance de compression réduite et par conséquent un meilleur rendement, était celle ou les pressions inter-étages sont choisi de tel sorte à avoir des taux de compression constants.

Références

- [1] BP Statistical Review of World Energy 2018 : les chiffres clés de l'énergie dans le monde. 2018
- [2] International Gas Union (IGU) - World LNG Report - 2018 Edition.
- [3] M. DAOUD Sid'Ahmed « Réfrigération & Liquéfaction des Gaz ». Formation Ingénieurs Spécialisés En GNL. IAP-Arzew - Département GRP. Mars 2018.
- [4] Pierre Petit, Liquéfaction du gaz naturel, TI (j3601), 2010.
- [5] M. Belkadi « TECHNOLOGIE DU GNL ». Formation Ingénieurs Spécialisés En GNL. IAP-Boumerdes - Departement GRP. Mars 2013.
- [6] Dr. Justin Bukowski et Al. « Innovations In Natural Gas Liquefaction Technology For Future LNG Plants And Floating LNG Facilities». International Gas Union Research Conference 2011.
- [7] Verburg R., Sander K., Bert B., Padraig C., Rob K. N., "Sakhalin Energy's Initial Operating Experience from Simulation to Reality: Making the DMR Process Work", Paper PS4-5, LNG 16, 2010..
- [8] Mohd S. K., Iftekhar A. K., David A. W.,« Retrospective and future perspective of natural gas liquefaction and optimization technologies contributing to efficient LNG supply: A review » Engineering Journal of Natural Gas Science and Engineering2017
- [9] Manuel opératoire et P&ID GL3Z .
- [10] Formation GL3Z, Module 2 - Description des unités de procédé, Unité 15/16 – Liquéfaction & Réfrigération « Circuit de Réfrigération au Propane ».